

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**ESTUDO DO TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA AVÍCOLA  
POR PROCESSO DE LODO ATIVADO USANDO  
REATOR BATELADA SEQUENCIAL**

Parcer

*Este exemplar corresponde a redação final da tese defendida por Mauro de Paula Moreira e aprovada pelo Conselho Julgador em 19.12-95.*

*Ranulfo Monte Alegre*

**Mauro de Paula Moreira**  
Engenheiro Químico

**Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre**  
Orientador

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Alimentos.

Campinas / SP  
1995

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL

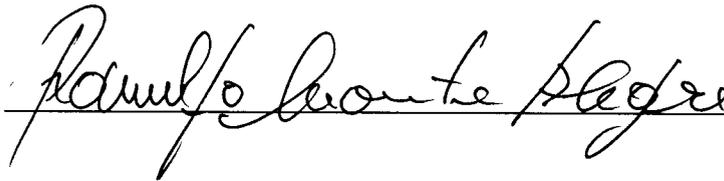
UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
	M. 832
V.	Ex.
TOMBO BC	26767
PROC.	669196
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	11,00
DATA	08/02/96
N.º CPD	

CM00083148-2

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

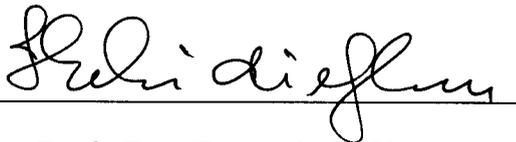
M813e	<p>Moreira, Mauro de Paula</p> <p>Estudo do tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando reator batelada sequencial / Mauro de Paula Moreira. - Campinas, SP: [s.n.], 1995.</p> <p>Orientador: Ranulfo Monte Alegre Dissertação (mestrado)-Universidade Estadual de Campinas Faculdade de Engenharia de Alimentos.</p> <p>1. *Reator batelada sequencial. 2. Água residuária-Purificação-Processo de lodo ativado. I. Alegre, Ranulfo Monte. II. Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.</p>
-------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

**BANCA EXAMINADORA**



---

Prof.Dr. Ranulfo Monte Alegre  
(Orientador)



---

Profa.Dra. Fernanda E. X. Murr  
(Membro)



---

Prof.Dr. Fernando A. Cabral  
(Membro)



---

Profa. Dra. Lúcia R. Durrant  
(Suplente)

Campinas, 19 de dezembro de 1995

**Ao meu pai Edilberto (in memorium), a minha mãe  
Donacila e a Alessandra.**

## **AGRADECIMENTOS**

Ao Prof.Dr. Ranulfo Monte Alegre, pela dedicação .

Aos professores e funcionários da Faculdade de Engenharia de Alimentos.

A CAPES pelo auxílio financeiro.

Aos colegas e amigos que colaboraram de alguma maneira durante o desenvolvimento deste trabalho. Em especial ao meu amigo José Vicente que me incentivou desde o início deste trabalho.

## ÍNDICE

Nomenclatura.....	i
Resumo.....	vii
Summary.....	viii
1. Introdução.....	1
2. Objetivo e Justificativa.....	3
3. Revisão Bibliográfica.....	4
3.1 Aspectos gerais das águas residuárias avícolas.....	4
3.2 Redução da carga orgânica poluidora.....	6
3.3 Cinética do processo de lodo ativado.....	18
3.4 Processo de lodo ativado.....	26
4. Materiais e Métodos.....	42
4.1 Materiais.....	42
4.1.1 Água residuária e lodo biológico.....	42
4.1.2 Caracterização da água residuária.....	42
4.1.3 Reator biológico de laboratório.....	42
4.1.4 Equipamentos auxiliares.....	43
4.2 Métodos.....	43
4.2.1 Operação do Reator Batelada Sequencial.....	43
4.2.2 Determinação dos parâmetros cinéticos.....	44
4.2.3 Determinação da velocidade de sedimentação do lodo.....	47
4.2.4 Determinação do crescimento celular.....	47
4.3 Métodos analíticos.....	48
4.3.1 Demanda química de oxigênio.....	48
4.3.2 Sólidos totais.....	48

4.3.3 Sólidos fixos .....	49
4.3.4 Sólidos voláteis .....	49
4.3.5 Determinação do pH.....	49
5. Resultados e Discussão .....	50
5.1 Eficiência do processo de Lodo Ativado Descontínuo.....	50
5.2 Determinação dos parâmetros cinéticos .....	54
5.2.1 Velocidade específica de crescimento do lodo biológico .....	54
5.2.2 Coeficiente de morte celular .....	60
5.2.3 Taxa específica de reação .....	63
5.3 Determinação da velocidade de sedimentação do lodo .....	69
6. Conclusões.....	70
7. Sugestões para trabalhos futuros .....	71
8. Referências bibliográficas .....	72
Apêndice.....	79
Apêndice A .....	80
Apêndice B.....	85
Apêndice C.....	98
Apêndice D .....	99

## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 Características de águas residuárias avícolas.....	6
Tabela 3.2 Comparação da Eficiência do RBS para vários tipos de esgotos.....	10
Tabela 3.3 Eficiência do Tratamento de LAB.....	11
Tabela 3.4 Resultados típicos de abatedouros avícola e suíno .....	15
Tabela 3.5 Condições de operação do RBS .....	35
Tabela 3.6 Etapas do tratamento de efluentes por RBS .....	36
Tabela 3.7 Etapas de uma batelada completa.....	40
Tabela 3.8 Etapas de funcionamento do LAB de um ciclo de 24h .....	40
Tabela 5.1 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 88\%$ ) .....	50
Tabela 5.2 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 83\%$ ) .....	51
Tabela 5.3 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 96\%$ ) .....	51
Tabela 5.4 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 93\%$ ) .....	52
Tabela 5.5 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 83\%$ ) .....	52
Tabela 5.6 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 77\%$ ) .....	53
Tabela 5.7 Resumo dos resultados experimentais do processo de lodo ativado usando RBS .....	66
Tabela A5.8 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 68\%$ ).....	80
Tabela A5.9 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 97\%$ ).....	80
Tabela A5.10 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 91\%$ )....	81
Tabela A5.11 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 75\%$ )....	81
Tabela A5.12 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 74\%$ )....	82
Tabela A5.13 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 80\%$ )....	82
Tabela A5.14 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 85\%$ )....	83

Tabela A5.15 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 55\%$ )....	83
Tabela A5.16 Eficiência do tratamento de efluente avícola por RBS ( $\eta = 80\%$ )....	84
Tabela B5.1 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 0$ ) .....	85
Tabela B5.2 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 333$ ml/h) .....	85
Tabela B5.3 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 500$ ml/h) .....	86
Tabela B5.4 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 380$ ml/h) .....	86
Tabela B5.5 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 667$ ml/h) .....	86
Tabela B5.6 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 462$ ml/h) .....	87
Tabela B5.7 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 414$ ml/h) .....	87
Tabela B5.8 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 667$ ml/h) .....	88
Tabela B5.9 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS ( $Q = 308$ ml/h) .....	88

## LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 Efeito do substrato na remoção de fósforo.....	12
Figura 3.2 Variação de volume durante um ciclo Reator Batelada Sequencial.....	34
Figura 4.1 Reator Batelada Sequencial.....	42
Figura 5.1 Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado em batelada simples .....	54
Figura 5.1 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 0$ ) .....	55
Figura 5.2 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 360$ min, $Q = 333$ ml/h) .....	56
Figura 5.2 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 333$ ml/h) .....	56
Figura 5.3 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 240$ min, $Q = 500$ ml/h) .....	57
Figura 5.3 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 500$ ml/h) .....	58
Figura 5.4 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 260$ min, $Q = 380$ ml/h) .....	59
Figura 5.4 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 380$ ml/h) .....	59
Figura 5.1 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 0$ ) .....	60
Figura 5.2 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 333$ ml/h) .....	61
Figura 5.3 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 500$ ml/h) .....	62

Figura 5.4 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 380\text{ml/h}$ ) .....	62
Figura 5.1 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 0$ ) .....	63
Figura 5.2 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 333\text{ml/h}$ ) .....	64
Figura 5.3 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 500\text{ml/h}$ ) .....	64
Figura 5.4 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 380\text{ml/h}$ ) .....	65
Figura 5.5 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 180\text{ min}$ , $Q = 667\text{ ml/h}$ ) .....	68
Figura 5.6 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 240\text{ min}$ , $Q = 462\text{ ml/h}$ ) .....	68
Figura 5.7 Sedimentação do lodo .....	69
Figura B5.7 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 240\text{ min}$ , $Q = 414\text{ ml/h}$ ) .....	89
Figura B5.8 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 180\text{ min}$ , $Q = 667\text{ ml/h}$ ) .....	89
Figura B5.9 Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 390\text{ min}$ , $Q = 308\text{ ml/h}$ ) .....	90
Figura B5.5 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 667\text{ml/h}$ ) .....	90
Figura B5.6 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 462\text{ml/h}$ ) .....	91
Figura B5.7 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 414\text{ml/h}$ ) .....	91
Figura B5.8 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 667\text{ml/h}$ ) .....	92

Figura B5.9 (a) Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 308ml/h) .....	92
Figura B5.5 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 667ml/h) .....	93
Figura B5.6 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 462ml/h).....	93
Figura B5.7 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 414ml/h) .....	94
Figura B5.8 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 667ml/h) .....	94
Figura B5.9 (b) Respiração endógena no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 308ml/h) .....	95
Figura B5.5 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 667ml/h).....	95
Figura B5.6 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 462ml/h).....	96
Figura B5.7 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 414ml/h).....	96
Figura B5.8 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 667ml/h).....	97
Figura B5.9 (c) Remoção de DQO no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial (Q = 308ml/h).....	97
Figura C4.2 Curva de absorvância em função da concentração de lodo.....	98

## NOMENCLATURA

- $a$  = Volume de  $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$  gasto com o branco (ml)
- $a_p$  = Atividade de remoção de fósforo por bio-P-bactéria (mg P/mg X)
- $a_x$  = Atividade de remoção de fósforo por microorganismos (mg P/mg X)
- $B$  = Coeficiente de decaimento celular ( $\text{d}^{-1}$ )
- $b$  = Volume de  $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$  gasto com a amostra (ml)
- $c$  = Normalidade da solução de  $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$
- $C_s$  = Concentração de substrato no reator (mg/l)
- $C_{so}$  = Concentração de substrato na alimentação (mg/l)
- $da_x/dt$  = Taxa de remoção de fósforo
- $\text{DBO}$  = Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/l)
- $dC_s/dt = r_s$  = Taxa de consumo de substrato
- $\text{DQO}$  = Demanda Química de Oxigênio (mg/l)
- $dS/dt$  = Taxa de consumo de substrato
- $dS_p/dt = r_{sp}$  = Taxa de substrato particulado
- $dS_s/dt = r_{ss}$  = Taxa de substrato solúvel
- $dV/dt$  = Taxa de alimentação
- $dX/dt$  = Taxa de crescimento de biomassa
- $dX_p/dt$  = Taxa de crescimento de bio-P-bactéria
- $F/M$  = Relação alimento microorganismos ( $\text{d}^{-1}$  ou mg DQO/mg SSTA.d)
- $h_1$  = Altura da fase densa (cm)
- $h_c$  = Altura da fase de compressão (cm)
- $\text{IVL}$  = Índice Volumétrico de Lodo (ml/g)
- $K = K'$  = Constante cinética -inclinação da reta ( $\ln S$ ) contra o  $t$ ) ( $\text{h}^{-1}$ )

$k = K'' =$  Taxa de crescimento (l/mg.dia)  
 $K_1 =$  Constante da velocidade da reação de consumo de substrato (l/mg.min)  
 $K_d =$  Coeficiente de morte celular ( $h^{-1}$ )  
 $K_i =$  Constante cinética ( $d^{-1}$ )  
 $K_m =$  Constante de Monod (mg/l)  
 $K_s =$  Constante de Michaelis-Menten (mg/l)  
 $L_i =$  Fator carga (mg/mg.dia)  
 $p =$  Concentração de nitrito  
 $Q =$  Vazão de alimentação (ml/h)  
 $q =$  Vazão de alimentação (ml/h)  
 $r^2 =$  Coeficiente de correlação  
 $R_s =$  Taxa total de utilização de substrato (mg/l/dia)  
 $R_x =$  Taxa de crescimento celular (mg/l/dia)  
 $r_x =$  Taxa de crescimento de biomassa (mg/l.min)  
 $S =$  Concentração de substrato (mg/l)  
 $SF =$  Sólidos Fixos (mg/l)  
 $S_o =$  Concentração inicial de substrato (mg/l)  
 $S_p =$  Concentração de substrato particulado (mg DBO/l)  
 $S_{pi} =$  Concentração de substrato particulado no afluente (mg DBO/l)  
 $S_s =$  Concentração de substrato solúvel (mg DBO/l)  
 $SS =$  Sólidos Suspensos (mg/l)  
 $SSe =$  Sólidos Sedimentáveis (mg/l)  
 $SSF =$  Sólidos Suspensos Fixos (mg/l)  
 $S_{si} =$  Concentração de substrato solúvel no afluente (mg DBO/l)  
 $SST =$  Sólidos Suspensos Totais (mg/l)

SSTA = Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração (mg/l)

SSV = Sólidos Suspensos Voláteis (mg/l)

SSVTA = Sólidos Suspensos Voláteis no Tanque de Aeração (mg/l)

ST = Sólidos Totais (mg/l)

SV = Sólidos Voláteis (mg/l)

SVS = Sólidos Voláteis em Suspensão (mg/l)

T = Temperatura (°C)

t = Tempo (min)

$t_c$  = Tempo para atingir a concentração crítica (min)

v = Velocidade de sedimentação do lodo (cm/min)

V = Volume (litros)

$\nabla$  = Volume de lodo sedimentado (ml)

Vf = Volume final (litros)

Vo = Volume inicial (litros)

X = Concentração de biomassa (mg/l)

X = Concentração média de biomassa (mg/l)

Xa = Concentração de biomassa ativa (mg/l)

Xo = Concentração inicial de biomassa (mg/l)

$X_p$  = Concentração de bio-P-bactéria (mg/l)

Y = Rendimento do lodo (%)

Yc = Rendimento celular (%)

Yg = Coeficiente de rendimento celular (%)

## LETRAS GREGAS

$\eta$  = Eficiência do tratamento (%)

$\mu$  = Velocidade específica de crescimento celular ( $\text{h}^{-1}$ )

$\mu^*$  = Constante cinética ( $\text{h}^{-1}$ )

$\mu_I$  = taxa de crescimento específico com inibição pelo nitrito

$\mu_m = \mu_{\text{máx}}$  = Velocidade específica máxima de crescimento celular ( $\text{h}^{-1}$ )

$\mu_N$  = taxa de crescimento específico sem inibição pelo nitrato

$\mu_p$  = Taxa específica de crescimento de bio-P-bactéria ( $\text{d}^{-1}$ )

$\mu_x$  = Taxa específica de crescimento de biomassa ( $\text{d}^{-1}$ )

$\theta_c$  = Idade do lodo ou tempo de retenção do lodo (h)

$\theta_h$  = Tempo de retenção hidráulica (h)

## SIGLAS

Ac = Acúmulo

Cr = Crescimento

C = Carbono

COT = Carbono Orgânico Total

COTF = Carbono Orgânico Total Filtrado

DBO = Demanda Bioquímica de Oxigênio (5 dias a 20°C )

DBO<sub>7</sub> = Demanda Bioquímica de Oxigênio (7 dias a 20°C )

DBO<sub>L</sub> = Demanda Bioquímica de Oxigênio (5 dias a 12,5°C)

DQO = Demanda Química de Oxigênio

ETE = Estação de Tratamento de Efluentes

IAWPRC = International Association of Water Pollution Research and Control

LAB = Lodo Ativado em Batelada

LABA = Lodo Ativado em Batelada Anaeróbico

LAC = Lodo Ativado Contínuo

LAD = Lodo Ativado Descontínuo

N = Nitrogênio

N-NH<sub>3</sub> = Nitrogênio amônia

N-NO<sub>2</sub>-NO<sub>3</sub> = Nitrogênio nitrito nitrato

N<sub>2</sub>O = Óxido nitroso

NH<sub>3</sub> = Amônia

NH<sub>4</sub> = Amônio

NO = Óxido nítrico

NO<sub>2</sub><sup>-</sup> = Nitrito

$\text{NO}_3^-$  = Nitrato

OD = Oxigênio Dissolvido

P = Fósforo

PFR = Plug - Flow Reactor (Reator de fluxo pistonado)

RAFA = Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente

RBAS = Reator Batelada Anaeróbico Sequencial

RBS = Reator Batelada Sequencial

SRFE = Sistema de Remoção de Fósforo em Excesso

TLABS = Tratamento por Lodo Ativado em Batelada Sequencial

TN = Taxa de Nitrificantes

TRCM = Tempo de Retenção Celular Médio

TRCMm = Tempo de Retenção Celular Médio mínimo

TRH = Tempo de Retenção Hidráulica

TRLB = Tempo de Retenção do Lodo Biológico

## RESUMO

No presente trabalho foi estudado o tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado usando reator batelada sequencial (RBS). O reator, construído em vidros planos de secção quadrada e capacidade para sete litros, a operação iniciou com um volume de dois litros de suspensão de lodo e foi alimentado até completar um volume de quatro litros. Durante a fase de enchimento o reator foi aerado com o objetivo de promover a remoção da DQO já nesta fase, seguindo-se a etapa de reação.

Observou-se que durante a fase de alimentação houve crescimento da biomassa, porém antes de completar o volume final, a biomassa começou a decrescer em consequência da respiração endógena.

A taxa específica de crescimento celular variou com a vazão de alimentação, conforme a equação:

$$\ln [x (V_0 + Q.t)] = \mu.t$$

A constante de velocidade de remoção de DQO foi determinada pela equação:

$$S_0/S = K[(V_0/Q) + t]$$

O afluente utilizado tinha DQO variando em torno de 1500 mg/l e foi possível reduzir sua carga orgânica poluidora em cerca de 93%, com vazão de alimentação de 833 ml/h, fase de reação de 4,0 h e concentração inicial de lodo de 2500 mg/l. As características da sedimentação do lodo foram boas, com índice volumétrico de lodo (IVL) em torno de 100 ml/g.

## SUMMARY

This work studied the poultry wastewater treatment by activated sludge in a Sequencing Batch Reactor (SBR). The glass reactor, was constructed in plane glass with a square section and had a capacity of seven liters. In the beginning of the operation, the reactor contained two liters of sludge suspension and it was fed until the volume was four liters. During the feeding step, the reactor was aerated to promote COD removal and the aeration was maintained in the reaction step.

It was observed biomass growth in feeding step, however the biomass stopped growing before the end volume was completed and, it was due the endogenous respiration.

The specific growth rate changed with the feeding flow rate by the equation:

$$\ln [x (V_0 + Q.t)] = \mu.t$$

The rate constant of COD removal was determined by the equation:

$$S_0/S = K[(V_0/Q) + t]$$

The COD of the wastewater used in these experiments is around 1,500 mg/l. It was possible to reduce 93% of COD with a flow rate of 833 ml/h, a reaction step of four hours and a initial sludge concentration of 2,500 mg/l. The settling characteristics of the sludge were good with the sludge volume index (SVI) around of 100 ml/g.

## 1.INTRODUÇÃO

O destino final de toda água usada pelo homem em qualquer atividade é um curso d' água e é ingenuidade imaginar que esta prática não afete o equilíbrio daquele corpo receptor, em maior ou menor proporção.

Deve-se ter em mente que o equilíbrio ecológico de qualquer natureza se estabelece num tempo muito longo e que este equilíbrio não inclui o homem nem suas atividades.

Também seria ingenuidade supor que algum tratamento de efluentes possa manter o equilíbrio original ou reduzir o impacto ambiental a zero. Todo tratamento irá reduzir este impacto ou no mínimo, estabelecer um novo equilíbrio ecológico.

Como consequências imediatas de um despejo poluente podemos observar o despreendimento de mau cheiro, coloração estranha, morte da fauna e flora, entre outras.

Uma estação de tratamento de efluentes (ETE), constitui-se somente em mais um detalhe no extenso campo de planejamento do uso múltiplo da água. A pessoa que se defronta com um problema de poluição e que pretenda minimizar este impacto, não deve se limitar a elaborar projetos técnicos, deve estudar cada processo unitário que supõe útil ao projeto quanto ao custo e ao benefício que o mesmo vai proporcionar, não só à população, mas ao meio ambiente (COMPASSI, 1991).

O lodo ativado é hoje o processo mais utilizado para o tratamento de resíduos. Neste processo uma população de microorganismos é responsável pela degradação da matéria orgânica em tanque aerado e a concentração desta população é mantida pelo reciclo e descarte do lodo. Sendo assim, os estudos e as pesquisas desenvolvidas a este respeito são muitas, com modificação de diversos parâmetros no processo, adequadas para cada situação a ser enfrentada. Em consequência do avanço e aplicação do processo contínuo, este tornou-se, naturalmente, o processo adotado mesmo nas localidades pequenas, cuja característica principal é a grande variação na vazão e nas características do esgoto afluente durante o dia. De fato, as teorias e práticas até hoje desenvolvidas dentro do processo contínuo tem como pressuposto a

continuidade das características do esgoto afluente. Logo, não é de se estranhar que na maioria das localidades pequenas, onde foi adotado o processo de lodo ativado contínuo (LAC), tenha-se reduzida eficiência no tratamento, não conseguindo a remoção de poluentes prevista no projeto e muitas vezes não alcançando sequer as qualidades mínimas de lançamento estabelecidas pelos órgãos ambientais. Estes problemas são agravados pela ausência de pessoal qualificado na operação do sistema. Dentro deste contexto, alguns pesquisadores dos Estados Unidos e da Austrália, deram novo desenvolvimento ao processo de lodo ativado descontínuo (LAD), obtendo excelentes resultados (KAMIYAMA, 1989).

A escolha do reator batelada sequencial (RBS) para o tratamento biológico de resíduos (tratamento secundário) deve ser feita baseada no fato de que esse sistema é mais dinâmico e flexível em termos de operação, e é cineticamente mais vantajoso do que o de fluxo contínuo convencional. O sistema RBS, uma versão moderna do processo de lodo ativado de carga e descarga, pode consistir de um ou mais tanques. O número de tanques é dependente da influência do tipo de alimentação e da sofisticação do sistema de controle. O reator tem a capacidade de estabilizar e separar os sólidos contidos no resíduo, geralmente o RBS é operado através de cinco etapas: alimentação, reação, sedimentação, descarga e repouso ( LO & LIAO, 1990).

No Brasil, os estudos de lodo ativado em batelada são recentes. Começaram a ser estudado em comunidades pequenas e demonstraram um bom desempenho e uma boa eficiência.

## **2.OBJETIVO E JUSTIFICATIVA**

Neste trabalho pretendeu-se estudar a degradação da matéria orgânica de efluente líquido de abatedouro avícola, de modo a estabelecer parâmetros de projeto e condições operacionais de sistema de tratamento, utilizando o processo de lodo ativado descontínuo, também conhecido por reator batelada sequencial .

São muitas as vantagens oferecidas pelo processo de lodo ativado descontínuo (LAD ) se comparado com o lodo ativado contínuo (LAC ). Vão desde os custos de implantação até a operação.

O lodo ativado descontínuo adapta-se bem a variação das características do esgoto afluente. O controle do lodo ativado descontínuo se limita à operação de descarte do lodo, tornando o processo operacional simples, não necessitando de operadores qualificados.

Entretanto, a maior vantagem do lodo ativado descontínuo em relação ao lodo ativado contínuo está na sua flexibilidade operacional, que permite uma considerável economia nos custos de energia elétrica.

### **3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1 ASPECTOS GERAIS DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS AVÍCOLAS**

Nos abatedouros avícolas as operações de escaldagem, preparação do produto, resfriamento e limpeza, exigem grande quantidade de água, que adicionadas às águas de lavagem de equipamentos, piso e túneis de sangria, geram efluentes líquidos com alta carga poluidora.

SINGH et al.(1973), estudaram o efluente bruto de quatro plantas de processamento avícola e determinaram a DBO, SS, pH e oxigênio dissolvido. Verificaram que ocorre grande variação no oxigênio dissolvido, enquanto que a variação no pH foi mínima. As características do resíduo avícola por eles utilizado dependem: da maneira que o sangue, penas, e vísceras são manuseadas, do grau de eficiência da grade, da separação sólido-líquido no pré-tratamento, do tipo de equipamento de processamento, da taxa de produção, do número de tanques e principalmente do consumo de água. Durante os últimos 20 anos, várias mudanças ocorreram dentro da indústria avícola, causando um grande aumento na carga poluidora total e no consumo de água. As normas utilizadas para a melhoria da higiene têm provocado um grande aumento no uso de água, resultando numa sensível alteração das características do efluente bruto ( Tabela 3.1) .

As primeiras pesquisas de caracterização desses efluentes, foram realizadas por PORGES & STRUZESKI (citado por SINGH et al., 1973), que descreveram as operações de abate e suas contribuições na carga poluidora do efluente. Segundo estes autores o sangue e as fezes contribuem com a maior parte da carga poluidora e é necessário que seja feita uma prévia separação dos efluentes para aumentar a remoção. Eles também realizaram um intenso trabalho de coleta de dados em vários abatedouros nos EUA com capacidade média de abate de 50.000 aves/dia. A quantidade de água utilizada variou de 16 a 35 litros/ave dependendo da tecnologia de abate. As características dos efluentes estão listadas na Tabela 3.1 .

BOLTON (citado por HOKKA, 1984), estudou as características das águas residuárias de cinco diferentes abatedouros, e verificou a diversidade de concentrações dos efluentes bem como o desperdício de água. Em abatedouros onde havia

recuperação do sangue, o autor encontrou dados consistentes quanto a quantidade total de DBO por ave abatida (em torno de 12.000 mg de DBO/ave abatida). Por sua vez, em abatedouros sem recuperação do sangue, foram encontrados valores de até 18.000 mg de DBO / ave abatida.

No Brasil, FORESTI et al.(1977) realizaram um estudo de caracterização e tratamento de efluentes de abatedouro avícola situado em Guapiaçu/SP. Os resultados estão na Tabela 3.1 . As variações que ocorrem nas características dos despejos são devidas a diferentes quantidades de água utilizada, maior ou menor eficiência na recuperação de subprodutos do efluente e diferenças nas técnicas utilizadas nas operações de processamento das aves e dos resíduos, mas vale lembrar que uma consistência de dados se verifica na literatura citada quanto a relação DBO/DQO (em torno de 0,75) que indica a boa biodegradabilidade desses resíduos.

No caso específico da Pena Branca, as características do tratamento da água residuária avícola são as seguintes: 97% de remoção da DBO; pH variando de 6,8 a 7,3; tempo de retenção hidráulica de 4 a 8 h; taxa F/M de 0,2 a 0,4 e excesso de N. (\*)

---

\* BONETTO, L. ( Pena Branca, Jaguariúna/SP). **Comunicação Pessoal**, 1995.

Tabela 3.1- Características de Águas Residuárias Avícolas

	FORESTI et al.(1977)	SINGH et al.(1973)	PORGES & STRUZESKI (1962)
DBO (mg/l)	810	225-2725	150-2400
DQO (mg/l)	1085	/	200-3200
SS (mg/l)	/	125-1215	100-1500
ST (mg/l)	96,88	597-1836	350-3200
SSe (mg/l)	4,6	/	1-20
Alc. total (mg/l)	/	/	40-350
N total (mg/l)	/	/	15-300
pH	6,7	6,8-7,4	6,5-9,0
Óleos e Graxas	748	/	/
DBO / DQO	0,75	/	0,75

### 3.2 REDUÇÃO DA CARGA ORGÂNICA POLUIDORA

O tratamento biológico é um dos processos mais econômicos para reduzir o teor de matéria orgânica, a toxidez e a aparência desagradável dos despejos líquidos. No caso de resíduos petroquímicos o uso de métodos biológicos é consideravelmente mais complexo que o tratamento de resíduos domésticos e outros resíduos industriais. Determinadas estruturas moleculares, especialmente aquelas que não têm ocorrência natural, são difíceis de serem degradadas biologicamente. A facilidade com que um determinado composto é degradado ou não, depende do meio, fatores de crescimento de microorganismos, nutrientes, pH e temperatura. No caso de óleos, um dos fatores responsáveis pela sua pouca biodegradabilidade é a insolubilidade que apresenta na água. Uma aclimação adequada é muito importante, pois compostos orgânicos biodegradáveis para microorganismos aclimatados resistem perfeitamente a microorganismos não aclimatados (BRAILE & CAVALCANTI, 1979).

A redução da carga poluidora de abatedouros avícolas deve ser efetivada através de dois pontos distintos: melhoria e modificações nas operações de abate e processamento e o tratamento propriamente dito das águas residuárias. Em relação ao primeiro aspecto, BOLTON (citado por HOKKA, 1984) verificou que um eficiente sistema de recuperação de sangue pode reduzir 37% da DBO das águas residuárias.

DART (1974), sugeriu o transporte pneumático das penas e vísceras ao invés de transporte hidráulico. Descreveu métodos de tratamento de águas residuárias de abatedouros e plantas de processamento de aves e de outros animais e constatou a semelhança das características dos efluentes nessas indústrias. O autor descreve as operações físicas e processos químicos de tratamento, nos quais é possível obter uma redução média, de aproximadamente 60% da DBO e recomendou posterior tratamento biológico para adequação desses efluentes. Os tratamentos biológicos descritos pelo autor são: digestores anaeróbicos com produção de metano, lagoas anaeróbicas, lagoas aeróbicas, filtros biológicos e lodos ativados. Digestores anaeróbicos têm o inconveniente de produzir efluentes inadequados ao lançamento em corpos d'água; lagoas anaeróbicas, eram bastante usadas nos EUA mas apresentavam problemas de mau cheiro, tempo de residência hidráulica bastante longo, além de baixa eficiência quanto a remoção de DBO (aproximadamente 80%). Lagoas aeróbicas, aeradas mecanicamente ou não, recomendou serem usadas somente em localidades onde o custo do terreno fosse baixo. O uso de filtros biológicos, até 1974, era o método padrão na Inglaterra, mas devido ao alto custo inicial requerido junto a baixa eficiência, seu uso vem se tornando menos frequente; finalmente tem-se o processo de lodo ativado que segundo o autor vem sendo usado com sucesso no tratamento de águas residuárias de abatedouros e indústrias de processamento de carne com eficiência de aproximadamente 95% de remoção da DBO.

Fazendo algumas modificações na linha de processamento, CARAWAN et al. conseguiram reduzir 66% da DBO e 32% do consumo de água. Mesmo com a possibilidade de considerável redução da carga orgânica poluidora por modificações e melhoria das operações de abate e uso racional de água, WHITEROW et al. concordaram que os efluentes ainda são produzidos em grandes quantidades e com alta carga poluidora, necessitando de tratamento, antes de seu lançamento final. MILLER descreveu um sistema de tratamento projetado antes da entrada em operação da planta e verificou uma redução de 92% da DBO através de processos físicos (tratamento primário), seguido de processo biológico (tratamento secundário) em

lagoas aeradas. CAMP & WILLOUGHBY estudaram um sistema para tratamento de águas residuárias através do processo de lodo ativado por aeração prolongada, em um abatedouro avícola situado em Ellaville / EUA, no qual foi obtida uma redução de 98% da DBO. HEDDLE estudou a viabilidade da aplicação do sistema de lodo ativado no tratamento de efluentes de abatedouros, em geral, com aproveitamento do lodo para complementação animal. Nesse estudo, em escala de laboratório, concluiu que o lodo produzido podia ser adicionado a ração de suínos e que um sistema com processo de lodo ativado em larga escala podia ser operado economicamente com a comercialização do lodo recuperado (citados por HOKKA, 1984).

WHITEHEAD (1978), trabalhou com processo de lodo ativado em escala de laboratório e escala piloto para tratamento de água residuária de abatedouro avícola. Constatou ser possível uma redução de 93% na DQO com tempo de residência hidráulica de 6,0h e idade do lodo de 2,0 a 3,5 dias.

IMURA et al. (1993), estudaram o processo de lodo ativado descontínuo e encontraram valores médios de DBO, DQO, N total, P total e SS após o tratamento de 6,1 mg/l, 9,5 mg/l, 6,3 mg/l, 0,15 mg/l e 7,1 mg/l, respectivamente. As taxas de remoção foram 97,3 % de DBO, 90,0 % de DQO, 81,4% de N total, 96,3% de P total e 95,6% de SS. A eficiência do tratamento não foi afetada por variações na concentração e temperatura do esgoto bruto durante o estudo. Nitrificação e desnitrificação foram ocorrendo lentamente nos processos anaeróbico e aeróbico. A taxa de nitrificação foi de 1,75 g NH<sub>4</sub> / Kg SSTA.h e a taxa de desnitrificação foi de 5,26 g NO<sub>x</sub> / Kg SSTA.h na temperatura de 16,5°C. A quantidade de lodo produzida diariamente foi de 1089 Kg/dia, sendo a taxa de conversão de lodo 27% da DBO removida. Foi verificado também a alta eficiência deste sistema na remoção de fósforo.

NG et al. (1993), estudaram as relações entre o fator carga (Li) e a remoção de DBO, DQO, SST e coliformes totais, usando três reatores de laboratório operando em sistema descontínuo, alimentados com esgoto doméstico de médio a baixo poder. Os reatores foram operados com diferentes taxas num ciclo de 6,0h. Resultados mostraram que um aumento no "Li" leva a um decréscimo na remoção de DBO, DQO, SST e indicadores de organismos patogênicos. Mas baixos índices volumétricos de lodo (IVLs) no reator batelada sequencial (RBS) não significa necessariamente boa sedimentação do lodo. Uma boa sedimentação é necessário, para que ocorra uma boa remoção de SST, DBO e DQO. Geralmente, baixa eficiência na remoção foi associada

com um pequeno tempo de reação (aproximadamente 0,5h), isto é, um alto "Li" . Aumentando "Li", diminui a remoção de DBO, DQO, SST e organismos patogênicos. Microorganismos potencialmente patogênicos de águas residuárias, geralmente pertencem a duas grandes categorias: bactérias e vírus. O número relativo de organismos patogênicos presentes e as dificuldades em isolar são muitas e devido ao fato dos coliformes serem mais numerosos, menos perigosos e fácil de analisar, muitas vezes são usados para medir a qualidade da água. Em geral, estudos em sistemas de tratamento de esgoto municipal tem pouca ênfase na remoção de organismos patogênicos. O desempenho de uma planta é usualmente medido em termos de remoção de DBO, DQO e SST. As fases de remoção seguem várias etapas, incluindo tratamento primário, tratamento secundário (lodos ativados, filtros biológicos, tanque de oxidação) e tratamento terciário conforme foi mostrado por BITTON . GANCZARCZYK mostrou que em tratamento convencional ocorre 97% de remoção de coliformes. Já OMURA et al. verificaram que 99% de coliformes e colifages foram inativados em tanque de oxidação, com tempo de retenção hidráulica de 8 a 20 dias, embora McCOY tenha reconhecido que o efluente depois de passar por um tratamento biológico, ainda tinha uma alta taxa de micróbios (em torno de  $10^6$  / 100 ml). IRVINE et al. e CHIN & NG verificaram que o lodo ativado descontínuo tem um bom desempenho na remoção de DBO e SST, comparável ao lodo ativado contínuo convencional. CHIN & NG e MORIMOTO & KODAMA demonstraram que é possível remover simultaneamente C orgânico e N total no tratamento por lodo ativado descontínuo (citados por NG et al., 1993).

ALLEMAN & IRVINE (1980), estudaram a remoção de C orgânico e N total usando o processo de lodo ativado descontínuo, utilizando um resíduo sintético. Com reator em escala de bancada obtiveram uma remoção do C orgânico de 99% e 92% do N total. A remoção de nitrogênio de águas residuárias pode ser realizada através de uma série de processos físico-químicos e biológicos. A remoção biológica oferece maior vantagem econômica e por isso tem recebido maior atenção. A transferência de nitrogênio, segundo os autores, requer a coordenação de dois mecanismos bioquímicos: nitrificação e desnitrificação, envolvendo reações de oxidação e redução. Em combinação com a remoção de C orgânico, esses processos biológicos requerem diversas condições ambientais e atenção na operação para maximizar a redução da carga orgânica poluidora. Mostraram também que ocorre concorrência do C orgânico e da nitrificação no lodo ativado descontínuo em escala de bancada, usando rigorosamente a fase de reação aeróbica. O lodo ativado descontínuo

representou o único processo capaz de manter a desnitrificação baseado na atividade endógena.

Quanto à remoção biológica de nutrientes (N,P), o processo por batelada demonstrou também ser altamente eficaz. No período analisado, o sistema foi operado com idade do lodo (volume do reator/volume descartado) entre 15 e 45 dias (KAMIYAMA, 1989).

A remoção de nutrientes apresenta considerável eficiência no lodo ativado em batelada, o método mais comumente adotado é o de incorporação de uma fase de carência de oxigênio (fase anox) numa das etapas do lodo ativado, possibilitando assim, tanto a melhoria na capacidade de absorção do fósforo pelos microorganismos, quanto a remoção do nitrogênio pela desnitrificação (KAMIYAMA, 1990).

A maioria dos processos de lodo ativado em batelada utilizam equipamentos de aeração a jato. As instalações de lodo ativado em batelada requerem a remoção de nutrientes biológicos e a técnica geralmente usada é a alimentação agitada anaeróbica no início do ciclo, para misturar o afluente bruto com a biomassa, na tentativa de obter condições anaeróbicas requeridas para remoção de nutrientes biológicos (NORCROSS, 1992).

Tabela 3.2-Comparação da eficiência do RBS para vários tipos de esgotos

TIPO DE ESGOTO	AFLUENTE (mg/l)	EFLUENTE (mg/l)	REMOÇÃO DBO (%)
DESTILARIA	1500	10	99.3
FRIGORÍFICO	1250	15	98.8
LATICÍNIO	2700	15	99.4
MUNICIPAL	164	2	98.8

Fonte: NORCROSS (1992)

Conforme IRVINE et al. (1985), o lodo ativado em batelada tem sido usado com êxito no tratamento de esgotos municipal e industrial, onde o alto desempenho, resulta em excelente qualidade do efluente.

O lodo ativado em batelada operou numa faixa de temperatura de 12 a 38°C. O tempo de residência médio de 14 dias foi mantido depois de 15 semanas. O

tempo de retenção hidráulica ( $\theta_h$ ), foi calculado em 22,9 h. A Tabela 3.3 , mostra a eficiência do tratamento, num período de 15 a 25 semanas.

Tabela 3.3- Eficiência do tratamento de LAB (15 - 25 semanas)

ANÁLISES	AFLUENTE (mg/l)	EFLUENTE (mg/l)			REMOÇÃO (%)		
		1	2	3	1	2	3
DBO	507	61	38	33	88	93	-
DQO	2347	1381	1059	1138	41	52	-
ST	3199	2920	2463	2610	19	23	-
SV	1787	1552	1416	1339	13	31	-
pH	7,6	6,1	6,0	6,1	-	-	-

Fonte: LO, LIAO & Van KLEECK (1991)

Quando a taxa (DQO / DBO) e a DQO são altas, indicam que o resíduo, neste caso, de abatedouro de suínos, contém grande quantidade de matéria orgânica não-biodegradável. O processo de lodo ativado em batelada provou ser um método de tratamento eficiente para degradar resíduo de abatedouro de suínos (LO, LIAO & Van KLEECK, 1991).

HADJINICOLAOU (1989), fez uma avaliação das condições de controle de um reator batelada sequencial em planta piloto projetado para tratar águas residuárias de abatedouros em reator que operava em ciclos de 24 h. Foi mantida a relação ( $\theta_h/\theta_c$ ), a proporção estudada foi de (3/15), a concentração de DQO na alimentação foi 3512 mg/l, a remoção em termos de DQO foi em torno de 97,8 %, sólidos removidos 90,0 % e fósforo total 82,6 %. O cálculo das condições de controle é o primeiro passo para o desenvolvimento de um projeto e operação de sistemas de lodo ativado descontínuo para o tratamento de resíduos industriais. A eficiência do sistema de lodo ativado descontínuo depende do objetivo e das prioridades da unidade de tratamento. Ele pode ser usado para remoção da carga orgânica, remoção de sólidos, remoção de nitrogênio, remoção de fósforo ou combinado. Neste caso específico, a

qualidade do efluente foi excelente (SSV = 30 mg/l, DQO total = 128 mg/l, DQO filtrada = 74 mg/l e a DBO = 14 mg/l).

SHIN & JUN (1992) estudaram o lodo ativado em batelada para remoção do excesso de fósforo. O mecanismo de remoção do fósforo biológico tornou-se popular em sistemas de tratamento de resíduo por lodo ativado em batelada, devido a economia e eficiência. Obtiveram remoção do excesso de fósforo em uma semana, propondo um método de operação, o qual mantém substrato zero antes do início da reação aeróbica. Os experimentos foram conduzidos, usando o lodo ativado em batelada com ciclo de operação de 0,5 h para enchimento, 2,5 h para reação anaeróbica, 5,0 h para reação aeróbica, 2,0 h para sedimentação, 0,5 h para descarregar e 1,0 h em repouso. Para evitar a produção de microorganismos heterótrofos no sistema, o substrato remanescente foi removido antes do início da reação aeróbica. O método de remoção do excesso de fósforo, sistema de remoção de fósforo em excesso (SRFE) pode ser obtido em uma semana, e mostrou bom desempenho e estabilidade. Ambos, glicose e acetato, podem ser utilizados como fonte de carbono na reação anaeróbica, e o aumento da carga de cada substrato foi mostrado durante a primeira hora de reação aeróbica. O melhor resultado foi obtido usando como substrato: acetato e glicose, conforme mostra a Figura 3.1.

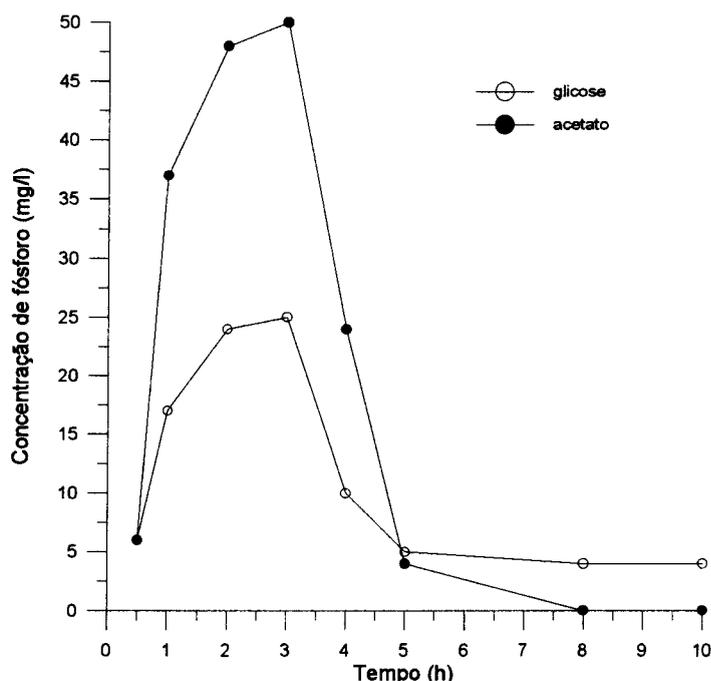
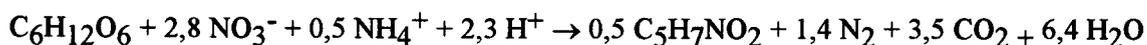


Figura 3.1- Efeito do substrato na remoção de fósforo.

BORTONE et al. (1992), estudaram a nitrificação, desnitrificação e a remoção de fósforo biológico de água residuária de abatedouro de suínos usando reator batelada sequencial, considerando que esta apresentava alta concentração em compostos orgânicos e nutrientes. Foi obtida uma boa remoção no reator, 93 % de DQO, 93 % de nitrogênio e 95 % de fósforo seus estudos permitiram a avaliação da nitrificação e da desnitrificação através de parâmetros cinéticos, cujos valores encontrados são mais altos que os da literatura.

HENZE (1991) estudou a desnitrificação biológica de águas residuárias, tecnologia comum para a remoção de nitrogênio de esgotos, e o efluente pode ter em média de 4-10 mg / l de nitrogênio total. Sob certas circunstâncias a concentração de nitrogênio no efluente pode chegar a 2-3 mg / l , sendo que nitrogênio orgânico solúvel e nitrato são compostos dominantes no efluente. A desnitrificação biológica com uma fonte de carbono como glicose, pode ser descrita pela seguinte reação:



Conforme EKAMA & MARAIS e ROGALLA & BOURBIGOT (citados por HENZE, 1991), é de particular interesse a taxa DQO/N. Na prática a taxa DQO/N é mais alta porque parte da DQO foi oxidada pelo oxigênio do processo, combinando nitrificação e desnitrificação. Assim a DQO tem três mecanismos de remoção: assimilação, desnitrificação (oxidação com nitrato) e oxidação com oxigênio. A fonte de carbono bem como a temperatura, determinam a taxa de reação de desnitrificação do processo. O uso de fontes de carbono externas é utilizado hoje como uma garantia, que pode aumentar as taxas de desnitrificação durante o inverno ou em situações críticas, sendo que o metanol tem sido usado em alguns casos. Fontes de carbono internas tem sido usadas muito mais na prática, principalmente, devido ao custo. De acordo com RABINOWITZ & OLDHAM (citado por HENZE, 1991), o recente desenvolvimento com respeito a fontes de carbono internas está no uso do lodo hidrolisado como fonte de carbono. Conforme HENZE et al. ( citado por HENZE, 1991), outro fator que influencia a taxa de desnitrificação é a fração de bactérias desnitrificantes contida na biomassa heterotrófica. Para a desnitrificação com fonte de carbono externa, a produção total de lodo aumentou de 10 a 20 %. Em períodos com alta concentração de amônia no efluente, o nitrogênio orgânico solúvel também é alto. Alguns problemas podem ser associados ao processo de remoção de nitrogênio biológico, entre eles: lodo novo, produção de nitrito (NO<sub>2</sub>) e produção de gases

tóxicos (NO e N<sub>2</sub>O). Conforme TOIT & DAVIES ( citado por HENZE, 1991), pequenas quantidades de NO e N<sub>2</sub>O são produzidos durante a desnitrificação. O pH baixo tende a aumentar a produção desses gases.

Os processos de nitrificação e desnitrificação conforme FERNANDES et al. (1991), ocorreram sob condições aeróbica / anoxic, e as razões ( $\theta_c/\theta_h$ ) testadas foram 19/3, 16/6, 14/8 e 10/12 h. Os resultados indicaram um bom desempenho do processo de lodo ativado em batelada, na remoção de N-NH<sub>3</sub>, SST e DQO. A versatilidade operacional proporciona o desenvolvimento de diversas condições, isto é, aeróbica e anoxic, dentro do reator num modelo cíclico, o qual pode aumentar a oxidação da N-NH<sub>3</sub> e subsequente redução de NO<sub>3</sub>. As análises físico-químicas incluíram SST, SSV, volume de lodo, pH, oxigênio dissolvido, DQO, nitrogênio total (Kjeldahl), N-NH<sub>3</sub> e N-NO<sub>2</sub>-NO<sub>3</sub>. Cada um destes resultados, em média de dez dados foram obtidos num período de 35 dias consecutivos, depois dos reatores terem entrado em estado estacionário. A maior parte do nitrogênio foi oxidada a nitrato e somente traços de nitrito foram detectados. Durante o decorrer da investigação, foi observado que o lodo ativado em batelada (LAB) tem alta capacidade de remoção de nitrogênio inorgânico, definido aqui como amônia (NH<sub>3</sub>). O lodo ativado em batelada também demonstrou uma boa capacidade de remoção do carbono orgânico (FERNANDES et al., 1991).

Conforme IRVINE & BUSCH (1979), são muitas as vantagens do lodo ativado em batelada, uma vez que este processo tem mostrado alta eficiência, acima de 90%, na remoção de SS, carbono orgânico e nitrogênio orgânico para vários tipos de águas residuárias. Pesquisas realizadas mostraram que o tempo de retenção hidráulica ( $\theta_h$ ) se situa entre 6 e 9 dias, produzindo um efluente tratado de alta qualidade.

BRENNER et al. (1992), estudaram o tratamento de resíduo fenólico em processo de lodo ativado descontínuo, através da degradação de uma mistura sintética de vários compostos fenólicos encontrados em resíduo de carvão. A mistura era composta de fenol, orto-cresol, meta-cresol, para-cresol e dimetilfenol, com uma DQO de 7750 mg/l. Várias maneiras de tratar este resíduo foram ensaiadas. Uma das estratégias usadas inclui um período anoxic prolongado, resultando em acúmulo de subprodutos que prejudicam a eficiência na remoção e o desempenho geral do processo. No decorrer do processo ocorre o desenvolvimento de bactérias filamentosas, resultando em péssima sedimentação do lodo. Este problema foi

eliminado ou controlado pela introdução de um pequeno período anoxic na alimentação ou pela introdução crescente de substrato.

LIAO & LO (1992), estudaram o tratamento de água residuária avícola em processo de lodo ativado com aeração estendida, cujos reatores operaram alternadamente sob condições anoxic e aeróbica. A eficiência do tratamento em termos de remoção de DBO variou entre 82 e 89 % em ciclo de 24 h. Foram tratados 4 litros de esgoto bruto em cada reator, resultando num tempo de retenção hidráulica de 1,25 dias para cada reator. Os SSV na mistura foram mantidos entre 2050 e 2568 mg/l durante o estudo. A relação F/M variou entre 0,055 e 0,091 litro/dia, o tempo de aeração entre 4 e 6 h e a temperatura de operação dos reatores foi de  $22 \pm 2^{\circ}\text{C}$ .

MARSON & POS (1978), relacionaram o tratamento e os custos de efluentes de abatedouros avícola e suíno. Um efluente avícola típico tem uma DQO em torno de 2000 mg/l ( DQO/DBO = 2,0) e um efluente de abatedouro suíno em torno de 4500 mg/l ( DQO/DBO = 1,6). A Tabela 3.4 compara estes dois efluentes.

Tabela 3.4 - Resultados Típicos de Abatedouros Avícola e Suíno

	AVÍCOLA	SUÍNO
VOLUME(m <sup>3</sup> /h)	50	120
DQO <sub>afluente</sub> (mg/l)	1900	4620
DQO <sub>efluente</sub> (mg/l)	315	780
REDUÇÃO DQO(%)	83	83
N <sub>afluente</sub> (mg/l)	330	115
N <sub>efluente</sub> (mg/l)	78	40
REDUÇÃO N (%)	76	65

Fonte: MARSON & POS (1978)

HAUSER & HILLS (1981), pesquisaram a tratabilidade de água residuária de lavagem de ovos e encontraram alguns valores típicos: DBO = 3000 mg/l, DQO = 6000 mg/l, ST = 9000 mg/l e SS = 600 mg/l. A DQO filtrada foi reduzida em 96 % num período de 8 dias em reator aeróbico e 92 % num período de 18 dias em digestor anaeróbico. O tempo de retenção hidráulica variou de 1, 2, 4, e 8 dias em processo aeróbico e, 12 e 18 dias em processo anaeróbico.

TAM et al. (1986), estudaram o tratamento de resíduo de laticínio usando o processo de lodo ativado descontínuo. Foram usados 3 reatores em escala de bancada a diferentes temperaturas: 3,7; 10,5; 21,6 e 29,8°C por 6 meses. Nas temperaturas de 10,5 e 3,7 foram observados remoção acima de 90% de DBO e 70% de DQO. A redução de N-NH<sub>3</sub> em geral foi acima de 92% nas temperaturas de 21,6 e 29,8°C e a remoção de SST variou de 86 a 95%.

SIEGEL et al. (1994), analisaram a transferência de massa e a eficiência do tratamento de esgoto doméstico usando reator "air-lift" em batelada sequencial. Foi usado resíduo sintético com DQO de aproximadamente 1050 mg/l. A concentração de SSTA foi mantida em torno de 2500 mg/l. O desempenho do reator foi excelente com taxa de remoção de DQO igual a 99,6%, a remoção dos SSTA foi de 99,8% e o IVL foi de 67,2 ml/g. Estes resultados preliminares indicam um grande potencial do reator "air-lift" no tratamento de efluentes.

VUORIRANTA et al.(1993), estudaram a remoção de carbono orgânico e nitrogênio de água residuária doméstica usando o processo de lodo ativado descontínuo. Os melhores resultados foram obtidos em ciclo de 24h com 3h de período anoxic. A remoção de DBO<sub>7</sub> foi de 94% e a concentração residual ficou em 20 mg/l. Os SS foram removidos com igual eficiência.

NAKHLA et al. (1993), investigaram a biodegradabilidade e o impacto de água residuária com altas concentrações de compostos fenólicos usando reator batelada sequencial. Os reatores operaram com tempo de retenção hidráulica de 1,1 dias e idade do lodo de 14 dias, a remoção média de DBO foi 99% e DQO foi 94%, obtendo-se uma grande redução de fenol e orto-cresol (aproximadamente 99.5%), os SST no efluente foram de 12 mg/l e o IVL foi de 80 ml/g.

HOEPKER & SCHROEDER ( 1979), estudaram o efeito da carga orgânica na qualidade do efluente. Mostraram que a concentração de SST no efluente tratado por processo de lodo ativado descontínuo é altamente dependente da carga orgânica. Portanto, em tratamento de resíduos tóxicos, a carga orgânica pode diminuir a sedimentação do lodo.

FANG et al. (1993), estudaram a remoção de DQO e N em água residuária sintética usando reator em batelada sequencial com fibras empacotadas. A concentração inicial de substrato (DQO) variou de 250 a 1034 mg/l e a concentração inicial de N variou de 22 a 114 mg/l. A remoção média em termos de DQO foi de 95% com 2h de aeração, enquanto a remoção de N total foi de 57% num tempo de retenção hidráulica de 4 a 8h. Entretanto a remoção de DQO no final do ciclo foi de 97%. Aproximadamente 80% da DQO foi removida nos primeiros 20 min. O reator operou com pH variando de 7 a 8, temperatura de 20°C e os SST, no final do tratamento, foram de 149 mg/l o que proporcionou uma boa sedimentação do lodo.

MARKLUND (1993), verificou a remoção de fósforo biológico em clima frio usando reator batelada sequencial. A temperatura do esgoto bruto variou durante o estudo de 3 a 8°C. O tempo total da batelada variou de 6 a 12 h e a capacidade de tratamento diária foi de 18 a 36 m<sup>3</sup>. A redução média de P total foi 74% e de DBO<sub>7</sub> em torno de 81%.

LO & LIAO (1990), estudaram o tratamento de água residuária avícola usando reator batelada sequencial. Foram usados 3 reatores de 5 litros em escala de bancada operados em 3 temperaturas diferentes (10, 22 e 35°C) com ciclo de 4h. Foram tratados 2 litros de resíduo avícola a cada 4,0h com tempo de retenção hidráulica foi de 10,0h para cada reator. Altos níveis de redução de DBO e DQO foram obtidos, a redução de DBO foi acima de 89% nas temperaturas de 22 e 35°C, entretanto a redução da carga orgânica poluidora e desnitrificação na temperatura de 10°C foram menores. O pH da água residuária variou entre 5,8 e 6,6 durante o decorrer dos experimentos. A idade do lodo foi mantida em torno de 10 dias, a taxa F/M variou de 0,23 a 0,35 gDBO/gSSTA.dia e o índice volumétrico de lodo (IVL) variou de 70 a 108 ml/g o que indica uma boa compactabilidade do lodo, sendo que os maiores IVLs foram encontrados no reator operando na temperatura 10°C.

### 3.3 CINÉTICA DO PROCESSO DE LODO ATIVADO

A cinética é o estudo das velocidades e mecanismos das reações químicas. A velocidade de uma reação é a medida da rapidez com que se formam os produtos e se consomem os reagentes. O mecanismo da reação consiste na sequência detalhada de etapas que levam os reagentes aos produtos. Muito do que conhecemos sobre mecanismos de reações provém do estudo da velocidade de reação e da influência de diferentes variáveis sobre a mesma (RUSSELL, 1982).

Efetivamente o controle ambiental através do tratamento biológico de resíduos, é baseado nos princípios básicos que regem o crescimento de microorganismos, no que diz respeito ao crescimento de bactérias, microorganismos de importância primária no tratamento biológico. A curva de crescimento celular apresenta, geralmente, quatro fases distintas: fase lag ou adaptação, fase log ou crescimento, fase estacionária ou de limitação do substrato e fase de morte ou declínio.

A função dos processos biológicos de tratamento de resíduos é remover a matéria orgânica biodegradável das águas residuárias através de reações metabólicas de oxidação e síntese celular. Apesar de vários métodos físicos, químicos e físico-químicos propostos como substitutivos, o tratamento biológico é ainda, segundo a maioria dos autores, o único meio comprovado de resolver economicamente o problema de redução do teor de oxigênio dissolvido em cursos d'água causado pelo despejo de águas residuárias. A maioria dos sistemas biológicos de tratamento, como: lodos ativados, lagoas aeradas, lagoas de estabilização, filtros biológicos e valos de oxidação são sistemas contínuos onde ocorre crescimento de uma população de microorganismos e consumo de poluentes em condições controladas. Na análise desses sistemas é necessário conhecer a cinética do processo biológico (METCALF & EDDY, 1991).

Os primeiros trabalhos de quantificação desses processos foram realizados por Monod em 1949 em cultivo contínuo de cultura pura de bactérias em meio líquido aerado contendo um substrato limitante. As expressões propostas para o crescimento celular em ambos os sistemas batelada e contínuo, segue a relação:

$$dx/dt = r_x = \mu \cdot x \quad (3.1)$$

e para o consumo de substrato:

$$dS/dt = -\mu (x/Y) \quad (3.2)$$

sendo que  $\mu$  é expresso como:

$$\mu = \mu_{\text{máx.}} (S/K_s + S) \quad (3.3)$$

Apesar de numerosos modelos de crescimento de microorganismos terem sido propostos desde então, as expressões (3.1), (3.2) e (3.3) e suas modificações são as mais usadas na análise de processos microbiológicos (AIBA et al., 1973, BAILEY & OLLIS, 1977, RAMALHO, 1983, PEAVY et al., 1985 e METCALF & EDDY, 1991).

SANT'ANNA & RUSSO (1976), estudaram a cinética do processo de lodo ativado, onde conduziram os experimentos com concentrações iniciais de DQO e SVS relativamente elevadas, de modo a simular as condições de operação de reatores reais. Segundo os autores, o modelo de LAWRENCE e McCARTY baseado na equação de Michaelis-Menten mostrou-se extremamente adequado para representar as reações globais do processo de lodo ativado, para substratos complexos e de elevada DQO. Eles utilizaram dois tipos de substratos, um à base de carne e outro à base de leite.

Modelos cinéticos para o processo de lodo ativado

1) LAWRENCE & McCARTY, NOVAK & KRAUS e SHERRARD & SCHROEDER

$$dX/dt = -Y (dS/dt) - B.X$$

$$dS/dt = - (K_1.X.S)/(K_s + S)$$

## 2) McKINNEY e ECKENFELDER

$$dX/dt = -Y (dS/dt) - B.X$$

$$dS/dt = -K'.X.S \quad \text{onde: } K' = K1/(Ks + S)$$

## 3) RAMANATHAN & GAUDY e JONES

$$dX/dt = \mu_m (X.S)/(K_m + S)$$

$$dS/dt = -1/Y (dX/dt) = -\mu_m/Y(X.S)/(K_m + S)$$

## 4) PEARSON e FASOLI & NUMANN

$$dX/dt = \mu_m(X.S)/(K_m + S) - B.X$$

$$dS/dt = -\mu_m/Y (X.S)/(K_s + S)$$

HAUSER & HILLS (1981), estudaram a tratabilidade de água residuária de lavagem de ovos e utilizaram o modelo matemático de primeira ordem de McKINNEY e SCHROEDER para o crescimento celular:

$$R_x = Y_c.R_s \tag{3.4}$$

$$R_x = K''.X.S \tag{3.5}$$

combinando as equações (3.4) e (3.5) para o crescimento de substrato limitado, temos:

$$R_s = K''/Y_c (X.S) \tag{3.6}$$

FERRAZ et al.(1994), apresentaram um modelo cinético do reator batelada sequencial, onde têm equações de balanço de massa distintas para as duas primeiras etapas do tratamento (enchimento e reação), sendo que a primeira etapa é regida por equação para reator contínuo transiente e a segunda etapa por equação para reator batelada, abaixo descritas:

#### I) Enchimento

$$d(V.Cs)/dt = q.Cso + V.r_s \quad (3.7)$$

$$dCs/dt = q (Cso- Cs)/ (Vo + q.t) + r_s \quad (3.8)$$

#### II) Reação

$$V.dCs/dt = V.r_s \quad \text{ou} \quad dCs/dt = r_s \quad (3.9)$$

LO & LIAO (1990), estudaram o tratamento de água residuária avícola por reator batelada sequencial, onde a cinética de reação no estágio inicial (aproximadamente nos primeiros 40 min), pode ser considerada como de primeira ordem em relação a concentração de substrato e primeira ordem com relação a concentração de biomassa. A cinética da reação pode ser escrita:

$$dS/dt = K.S.X \quad (3.10)$$

Entretanto, segundo DENNIS & IRVINE (1979), desde que a variação na concentração de biomassa seja desprezível quando comparada com a biomassa inicial, a concentração de biomassa pode ser considerada como constante, tornando a cinética de reação de pseudo-primeira ordem:

$$dS/dt = K'.S \quad (3.11)$$

$$K' = k \cdot \bar{X} \quad (3.12)$$

OLES & WILDERER (1991) desenvolveram uma versão relacionada ao lodo ativado em batelada do modelo IAWPRC, sendo que ele requer mudanças nas equações de balanço de massa.

Segundo LO, LIAO & Van KLEECK (1991), em termos cinéticos, o lodo ativado em batelada funciona como um reator de fluxo pistonado ideal (PFR).

NAKAZAWA & TANAKA (1991) estudaram modelos matemáticos baseados em parâmetros cinéticos do processo de lodo ativado, para explicar as características do tratamento de esgoto municipal. Desenvolveram um modelo matemático para o lodo ativado em batelada, como função do tempo, para as concentrações de substrato e microorganismos e a taxa de consumo de oxigênio. Estes resultados foram obtidos através de estudos de laboratório usando esgoto industrial sintético com a concentração de carbono orgânico total (COT) de 500 mg/l. De acordo com SMITH e BUSBY et al. , no lodo ativado 60 a 75% de nutrientes do esgoto municipal estão na forma de sólidos coloidais. EKAMA et al. e GUJER , sugeriram que um esgoto municipal continha mais carbono orgânico em formas coloidais e suspensas do que em forma dissolvida. EKAMA et al. , desenvolveram um modelo dinâmico, assumindo que o esgoto municipal contém dois substratos: uma fração solúvel rapidamente biodegradável e uma fração particulada lentamente biodegradável (citados por NAKAZAWA & TANAKA, 1991).

SILVERSTEIN & SCHROEDER (1983), propuseram um modelo cinético para remoção de compostos orgânicos, durante o período de alimentação aerada, baseados no balanço de massa do substrato, carbono orgânico total filtrado (COTF) e massa de lodo.

CHUDOBA & TUCEK citado por NAKAZAWA & TANAKA (1991), desenvolveram um modelo cinético em estado estacionário baseado na produção, degradação e composição do lodo ativado em sistema aerado sem sedimentação primária, tendo sugerido que a biomassa é sintetizada pela matéria orgânica degradável solúvel e insolúvel, e que os sólidos suspensos não degradáveis ou inertes são também acumulados neste sistema. Como resultado, os SSTA, geralmente referidos como lodo ativado, são compostos de biomassa e sólidos suspensos inertes.

Segundo NAKAZAWA & TANAKA (1991) o modelo dinâmico divide a DBO no período de alimentação em: DBO solúvel e DBO particulada, conforme o balanço de massa a seguir, que supõe que a atividade biológica ocorre somente no período de aeração, a adsorção pode ocorrer no período sem aeração e considera apenas a remoção de carbonáceos.

$$d(V.Ss)/dt = Q.Ssi + V.r_{ss} \quad (3.13)$$

$$d(V.Sp)/dt = Q.Spi + V.r_{sp} \quad (3.14)$$

O modelo cinético de NAKAZAWA & TANAKA (1991), tem os parâmetros relativos ao crescimento da biomassa e taxa de utilização do substrato; relativos a adsorção e armazenagem e relativos ao rendimento (Y) e morte da biomassa (Kd). Selecionaram dados experimentais de uma partida em escala-piloto, onde ocorreu pouca ou nenhuma nitrificação devido a alta carga ou baixa temperatura (12,5 °C), com os quais fizeram simulações assumido que  $X_a = SSVTA$  e  $DBO_5 / DBO_L = 0,67$ , que permitiram concluir que o lodo ativado descontínuo tem as seguintes características:

1) o aumento no tempo de aeração por ciclo, pode diminuir a produção de lodo líquido e aumentar o custo de energia fornecida e a percentagem da concentração de sólidos suspensos inertes para o mesmo tempo de retenção dos sólidos ( $\theta_c$ );

2) o período de enchimento com aeração (mais alta taxa de aeração), dá o mais alto consumo de oxigênio total por ciclo, mas a mais baixa taxa de consumo de oxigênio médio;

3) o período de enchimento sem aeração (mais baixa taxa de aeração), dá o mais baixo consumo de oxigênio total por ciclo, mas a mais alta taxa de consumo de oxigênio;

4) o período de enchimento com aeração, dá o mais baixo nível de DBO solúvel no reator do começo ao fim de um ciclo e o período de enchimento sem aeração, dá o mais alto nível de DBO solúvel no período de enchimento;

5) a mais alta taxa de aeração, dá o mais baixo nível de DBO do início ao fim de um ciclo;

6) a condição de operação com o menor tempo de aeração, isto é, o período anoxic durante a alimentação, é favorável para o controle do crescimento de filamentosos e evita a formação de bolhas.

DAIGGER et al. (1993), analisaram o processo e a cinética da nitrificação no processo de lodo ativado e observaram que a taxa de crescimento específico de bactérias nitrificantes ( $\mu$ ) está relacionada com a concentração de nitrogênio amônia ( $N-NH_3$ ), usando a equação de Monod adaptada:

$$\mu = \mu_m \cdot (NH_3/K_s + NH_3) \quad (3.15)$$

$\mu_m$  e  $K_s$  são função da temperatura e  $\mu_m$  também é função da concentração de oxigênio dissolvido. O crescimento específico está relacionado a idade do lodo, através da equação:

$$\mu = (1/ TRCM) + K_d \quad (3.16)$$

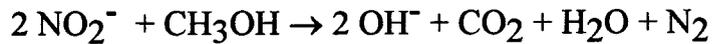
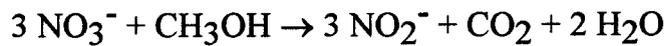
onde:  $K_d$  é a taxa específica de morte e TRCM é o tempo de retenção celular médio. Dois conceitos finais foram introduzidos para completar o modelo. O primeiro diz respeito ao tempo de retenção celular médio (idade do lodo) mínimo para nitrificação, que é definido como:

$$TRCM_m = 1/(\mu_m - K_d) \quad (3.17)$$

O TRCM<sub>m</sub> é um tempo de retenção celular médio operacional que corresponde a taxa de crescimento máxima de bactérias nitrificantes. O segundo conceito é o do crescimento proporcional de nitrificantes (TN), que é definido como:

$$NR = TRCM/TRCM_m \quad (3.18)$$

LEWANDOWSKI & BALZIS (1992), analisaram a desnitrificação biológica usando bioreatores em batelada sequencial e metanol como fonte de carbono externa, cujas reações são mostradas abaixo:



O modelo matemático para desnitrificação, segue as equações abaixo:

taxa de crescimento específico sem inibição pelo nitrato (equação de Monod).

$$\mu_N = \mu_m \cdot (S/K_s + S) \quad (3.19)$$

taxa de crescimento específico com inibição pelo nitrito (equação de Andrews).

$$\mu_I = \mu^* \cdot p / [K' + p + (p^2/K_i)] \quad (3.20)$$

OKADA et al.(1991), pesquisaram uma população dinâmica de bactérias para remoção de fósforo usando reator batelada sequencial. Verificaram que a taxa específica de crescimento de bio-P-bactéria é expressa em termos de atividade como:

$$a_x = a_p \cdot (X_p/X) \quad (3.21)$$

A taxa específica de crescimento de bio-P-bactéria ( $\mu_p$ ) e de biomassa ( $\mu_x$ ) expressa em  $\text{dia}^{-1}$  foram definidas, não assumindo remoção de excesso de lodo:

$$dX_p/dt = \mu_p X_p \quad (3.22)$$

$$dX/dt = \mu_x X \quad (3.23)$$

Assumindo  $a_p$  como constante, a equação (3.21) fica:

$$dX_p/dt = 1/a_p [X (da_x/dt) + a_x (dX/dt)] \quad (3.24)$$

e finalmente chega-se a equação:

$$da_x/dt = (\mu_p - \mu_x) \cdot a_x \quad (3.25)$$

### 3.4 PROCESSO DE LODO ATIVADO

O processo de lodo ativado, segundo METCALF & EDDY (1991), foi pesquisado pela primeira vez por Arden & Lockett na Inglaterra em 1914 e assim chamado por envolver a produção de uma massa ativa de microorganismos capazes de estabilizar aerobicamente um resíduo. É basicamente um cultivo contínuo de uma população de microorganismos em um tanque aerado, com reciclo de parte dos microorganismos produzidos, onde o substrato é a matéria orgânica causadora de poluição. Os microorganismos oxidam a matéria orgânica em presença de oxigênio, transformando-a basicamente em  $CO_2$ ,  $H_2O$  e novas células. É um dos processos mais utilizados no tratamento biológico de águas residuárias domésticas e industriais (GORONSZY & BARNES, 1980).

Os trabalhos de análise de processos de lodo ativado visando projeto, operação e otimização aparecem em grande número nas referências bibliográficas especializadas, envolvendo basicamente dois modelos cinéticos: o modelo de Eckenfelder e o de Lawrence e McCarty. O modelo de Eckenfelder é baseado em observações empíricas e foi descrito por Eckenfelder e Moore, mais recentemente por RAMALHO (1983). Neste modelo considera-se que a velocidade de crescimento de microorganismos ( $X$ ), e de consumo de substrato ( $S$ ), obedecem às equações:

$$dX/dt = -Y(dS/dt) - K_d \cdot X \quad (3.26)$$

$$dS/dt = -K \cdot X \cdot S \quad (3.27)$$

a equação (3.27) é para baixos valores de  $S$  (DQO).

$$dS/dt = -K_d.X \quad (3.28)$$

a equação (3.28) é para altos valores de S (DQO).

Por outro lado Lawrence e McCarty propuseram um modelo, baseado na equação de Monod acrescida da expressão de morte celular. Neste modelo as equações de velocidade de crescimento celular e consumo de substrato são:

$$dX/dt = \mu.X - K_d.X \quad (3.29)$$

$$dS/dt = - (1/Y_g).\mu.X \quad (3.30)$$

onde  $\mu$  é expresso pela equação de Monod e  $Y_g$  é o coeficiente de rendimento celular.

Foi feita uma comparação com o modelo de Eckenfelder verificando que as equações (3.29) e (3.30) aproximam-se das equações (3.26) e (3.27), respectivamente, quando a concentração de substrato (S) é muito menor que  $K_s$ . Quando S é muito maior que  $K_s$  as equações (3.29) e (3.30) aproximam-se de (3.26) e (3.28), respectivamente.

SANT'ANNA & RUSSO (1976), estudaram a cinética do processo de lodo ativado, onde conduziram os experimentos com concentrações iniciais de DQO e sólidos voláteis em suspensão (SVS) relativamente elevadas, de modo a simular as condições de operação de reatores reais. O modelo de Lawrence e McCarty, baseado na equação de Michaelis-Menten, mostrou-se extremamente adequado para representar as reações globais do processo de lodo ativado, para substratos complexos e de elevada DQO. Para o projeto de decantadores contínuos o parâmetro a ser calculado refere-se a área mínima de sedimentação do lodo e o método usado para calcular a velocidade de sedimentação, segundo FOUST et al. (1982), é o método gráfico de Talmadge e Fitch.

ALLEMAN & IRVINE (1980), usaram um reator batelada sequencial para remoção de nitrogênio. A operação do reator ocorreu numa progressão cronológica das etapas no reator. Basicamente, o reator batelada sequencial é um sistema que opera em

fluxo descontínuo, onde as reações bioquímicas ocorrem em função do tempo, enquanto que o processo de lodo ativado contínuo convencional, é um sistema de apenas um estágio. Todas as fases ( carga, reação, sedimentação, descarga e repouso), podem ser ajustadas. Em particular, os períodos de carga e reação podem ser alterados, para aumentar a remoção de nitrogênio (nitrificação e desnitrificação). ALLEMAN & IRVINE ( IN PRESS) demonstraram a concorrência do carbono orgânico e da nitrificação no reator batelada sequencial em escala de bancada, usando rigorosamente a fase de reação aeróbica. O tratamento de resíduos usando reator batelada sequencial, representou o único processo capaz de manter a desnitrificação baseado na atividade endógena (fase de reação anoxic).

NG et al. (1993), estudaram a eficiência na remoção de microorganismos de esgoto doméstico usando reator batelada sequencial (RBS). O RBS tem recebido considerável atenção desde 1973 quando IRVINE & DAVIS descreveram sua operação. Um sistema RBS pode compreender um ou mais tanques. Cada reator é alimentado por um período de tempo e depois operado em batelada. Depois de tratado, o líquido misturado é colocado para sedimentar e o sobrenadante clarificado (efluente) é descarregado. Cada reator normalmente é submetido a um ou mais ciclos por dia. Um ciclo completo é dividido em 5 períodos: alimentação, reação, sedimentação (clarificação), descarga e repouso. Este tempo de operações sequenciais, atualmente tem sido executado com facilidade devido as vantagens da automação tecnológica. O RBS é um sistema orientado pelo tempo, enquanto o lodo ativado contínuo convencional é orientado pelo espaço. Reatores operando em batelada sequencial, podem ter equalização, sedimentação e redução no volume, permitindo um melhor controle sobre a qualidade do efluente final. IRVINE et al. e CHIN & NG, encontraram resultados do desempenho do RBS na remoção de DBO e SST comparáveis ao lodo ativado contínuo convencional (citados por NG et al., 1993).

FERRAZ et al. (1994), estudaram o processo de nitrificação no reator batelada sequencial, o reator foi o local onde ocorreu o contato entre os microorganismos e o material a ser tratado (substrato). Houve um sistema de controle das operações, de modo a possibilitar o tratamento do despejo, o qual permitiu a utilização de vários reatores operando em paralelo como se fosse um reator contínuo onde, em cada reator, todas as fases de operação ocorreram sequencialmente. O RBS tem o funcionamento próximo ao reator batelada alimentada usado em processos de fermentação alcoólica. No processo RBS, pode-se, ou não, aproveitar a etapa de

enchimento para a reação. Normalmente, com o aproveitamento da etapa de enchimento para a reação, já ocorre nesta a remoção do substrato (DBO) e da amônia, sendo notável o aumento da concentração de microorganismos, aumento esse, que não se torna aparente devido à diluição da mesma pelo volume de despejo adicionado ao reator. Essas etapas são descritas a seguir:

enchimento: operação de recebimento do despejo a ser tratado. O reator batelada sequencial parte de um volume inicial ( $V_0$ ), que contém basicamente uma alta concentração de microorganismos, e atinge um volume final ( $V_f$ ). Nesta etapa, mantém-se a agitação e a aeração. O período de tempo para esta etapa é denominado de tempo de enchimento;

reação: etapa em que, num período de tempo determinado, as reações de decomposição do substrato são efetivadas. Nesta etapa, tanto a agitação quanto a aeração do meio são mantidas, em decorrência das quais se verifica a remoção da matéria carbonácea sendo a amônia, por sua vez, transformada em nitrito e nitrato;

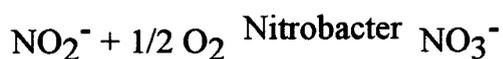
decantação: durante a etapa de reação, há uma série de transformações que fazem com que ocorra um aumento na concentração de microorganismos autotróficos e esta etapa corresponde justamente ao período de tempo no qual ocorre a separação dos sólidos contidos no despejo tratado;

descarga: corresponde à etapa em que o despejo tratado, já isento de sólidos em suspensão, é removido do reator;

tempo morto: esta última não corresponde propriamente a uma etapa mas, em alguns casos, pode representar o período de tempo decorrido entre o fim da etapa de descarga do reator e o início da etapa de enchimento do ciclo operacional subsequente, sendo então descartado o excesso de lodo biológico.

## Processo de Nitrificação

A nitrificação é o processo onde a amônia contida no despejo é biologicamente oxidada a nitrito e depois a nitrato, por 2 gêneros de bactérias autotróficas: Nitrosomonas, que oxida a amônia (N-NH<sub>3</sub>) a nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>) e Nitrobacter, que oxida o nitrito a nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>). De acordo com as reações abaixo:



As condições do meio podem afetar o processo de nitrificação, sendo as mais importantes dentre elas: o pH, a temperatura, a taxa de crescimento de microorganismos autotróficos e a toxicidade do meio. O pH ótimo fica próximo da neutralidade sendo que a temperatura de reação fica na faixa de 15 a 35°C. Os microorganismos autotróficos, devido a sua baixa taxa de crescimento em relação aos microorganismos heterotróficos, têm ação efetiva em processos de tratamento de despejos com reduzida carga de substrato orgânico, enquanto que elevadas concentrações de amônia e nitrito têm ação inibidora sobre os mesmos.

## Processo de Desnitrificação

É um processo biológico no qual nitrato é convertido para nitrogênio e outros gases, de acordo com a reação abaixo:



## Desnitrificação Anóxica

É um processo em que o nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) é convertido biologicamente para nitrogênio gasoso sem a presença de oxigênio. Este processo é também conhecido por desnitrificação anaeróbica (METCALF & EDDY, 1991).

LO & LIAO (1990), estudaram o tratamento de água residuária avícola usando reator batelada sequencial (RBS). A escolha do sistema RBS para o tratamento biológico de resíduos, deve ser feita baseada no fato de que esse sistema é mais dinâmico e flexível em termos de operação, e é cineticamente mais vantajoso que o de fluxo contínuo convencional. O sistema RBS, uma versão moderna do processo de lodo ativado de carga e descarga, pode consistir de um ou mais tanques, o número de tanques é dependente da vazão de alimentação e da sofisticação do sistema de controle. Cada tanque tem a capacidade de estabilizar e separar os sólidos contidos no despejo, geralmente é operado através de 5 etapas: alimentação, reação, sedimentação (clarificação), descarga e repouso.

IMURA et al. (1993), pesquisaram as vantagens do tratamento de esgoto doméstico usando reator batelada sequencial (RBS). Verificaram que o sistema RBS tem as seguintes características: pode remover nitrogênio e fósforo além da remoção da carga orgânica (DBO); as fases do ciclo: agitação, aeração, sedimentação e descarga são executadas dentro de um reator simples, a estrutura do equipamento é simples e compacta; o gasto com energia elétrica é reduzido; devido ao rápido desenvolvimento tecnológico, a operação deste sistema pode ser simplificada pelo uso de controle automático.

HADJINICOLAOU (1989), fez uma avaliação das condições de controle de operação da planta piloto em sistema RBS para tratar água residuária de abatedouro. O RBS é um sistema de lodo ativado que consiste de carga e descarga, cada reator é carregado num período de tempo e então operado em modo descontínuo. Depois do tratamento o líquido misturado é deixado sedimentar e o sobrenadante clarificado é descarregado do reator. O sistema RBS para tratamento de efluentes não é uma tecnologia recente. De fato, ela precedeu o uso da tecnologia do processo de lodo ativado contínuo convencional. O processo de lodo ativado contínuo foi adaptado de um sistema de carga e descarga operado como um processo em batelada. HOOVER et al. (citado por HADJINICOLAOU, 1989), decidiu pela primeira vez usar um sistema de carga e descarga para o tratamento de efluentes de uma indústria de laticínios. Desde 1976 numerosos estudos foram feitos para investigar o uso de sistema RBS, como alternativa do tratamento de fluxo contínuo convencional. Atualmente, este tipo de tratamento foi direcionado para resíduo urbano e rural. Por conveniência o projeto de um sistema RBS pode simular um sistema de fluxo contínuo, inclusive a cinética do processo contínuo é adaptada do sistema em batelada. A falta de um amplo projeto

padrão é o maior obstáculo para levar a tecnologia do sistema RBS do estágio de pesquisa para aplicação prática.

BRENNER et al. (1992), avaliaram o tratamento de resíduo fenólico em sistema de reator batelada sequencial (RBS). O RBS tem demonstrado ter um custo efetivo baixo em relação a energia elétrica para o tratamento de compostos orgânicos perigosos de resíduos industriais. Durante o período de alimentação, a seleção dos microorganismos pode ser controlada pela manipulação da taxa de crescimento específico de microorganismos, regulando a vazão de oxigênio no reator ( por exemplo: de organismos anaeróbicos para aeróbicos). Depois do tanque cheio, vem o período de reação onde ocorre a remoção da carga orgânica poluidora. O RBS foi escolhido para teste alternativo para o tratamento de compostos fenólicos tipicamente encontrados em resíduo de carvão. Resíduos fenólicos têm sido amplamente tratado por processo biológico e tem encontrado boa biodegradabilidade. COLWELL & SAYLER (citado por BRENNER et al., 1992), revisaram os estudos da degradação de compostos fenólicos e concluíram que concentrações de fenóis acima de 100 mg/l inibe o processo. Segundo BRENNER et al. (1992), um dos objetivos deste estudo foi verificar a degradação de compostos fenólicos com concentrações acima de 100 mg/l.

GORONSZY & BARNES (1980), usaram um sistema biológico sequencial para controlar a massa de lodo. Foi verificado um bom tratamento usando um ciclo com 4,0 h de aeração, 1,5 h de sedimentação e 0,5 h de descarga do efluente para um volume de 54 m<sup>3</sup>. Também foi tratado 360 m<sup>3</sup>/dia de resíduo usando 3 ciclos de 0,75 h de alimentação, 3,0 h de aeração, 2,0 h de sedimentação e 1,0 h para remoção do efluente tratado. O sistema de tratamento usa o método carga e descarga onde é associado com escoamento intermitente. Este sistema contínuo-intermitente de carga e descarga é muito semelhante ao sistema RBS.

FANG et al. (1993), estudaram a remoção de DQO e nitrogênio em substrato sintético usando RBS com fibras empacotadas. O tanque de aeração serviu como tanque de equalização, reator e sedimentador. O lodo decantado permaneceu no reator para a próxima batelada, enquanto o sobrenadante com baixos níveis de poluição foi descartado. O sistema RBS obteve uma excelente remoção de DQO, em torno de 97 % e 57 % de nitrogênio.

JAAR & WILDERER (1992), analisaram a problemática do tratamento de águas residuárias usando RBS com carvão ativado granulado. Os experimentos foram conduzidos para estudar o desempenho do reator empacotado com carvão ativado granulado, e operado em sequência carga e descarga. O oxigênio foi transferido para os microorganismos por meio de uma borracha de silicone embebida num leito de carvão ativado. A regeneração biológica do carbono ativado tem sido objeto de pesquisa de vários autores. O sistema RBS operou num ciclo de 24 h, com tempo de retenção hidráulica médio de 24 h.

FERNANDES et al. (1993), verificaram a degradação do substrato em reator batelada anaeróbico sequencial (RBAS). A aplicação do RBS em tratamento de água residuária tem sido estudada extensivamente. As principais vantagens do sistema RBS são: flexibilidade operacional, potencial para selecionar microorganismos específicos e a cinética do processo. Mas, as pesquisas a respeito da aplicação do RBS para tratamento anaeróbico é muito limitada. As possibilidades e a flexibilidade do sistema RBAS foram pesquisadas por KENNEDY et al. (citado por FERNANDES et al., 1993), que verificaram que a causa da inibição por excessiva flutuação da carga orgânica durante o período de enchimento afeta severamente a cinética do RBS em relação ao tratamento anaeróbico. Estudos de RBASs não têm sido reportado na literatura. Um típico ciclo RBAS consiste de 5 estágios: alimentação, reação, sedimentação, descarga e repouso. A variação do volume durante um ciclo completo esta graficada na Figura 3.2 .

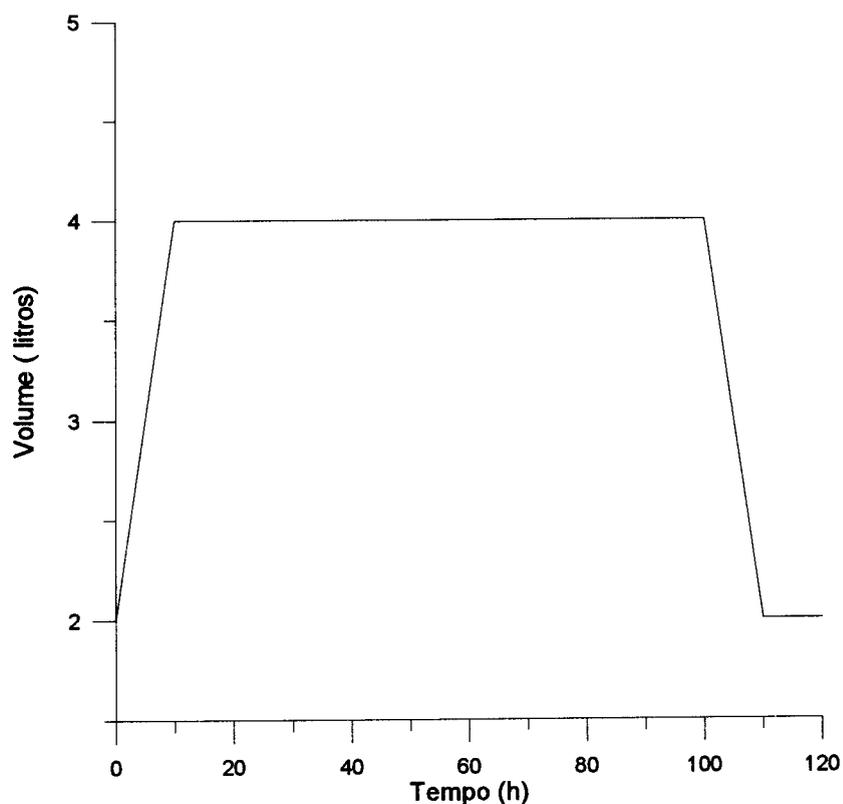


Figura 3.2 - Variação do volume durante um ciclo RBS ( $V_0 = 2$  litros ,  
 $V_f = 4$  litros e  $V_f = V_0 + Q.t$ )

KAMBER & WHANG (1980), projetaram uma planta de tratamento por lodo ativado em batelada sequencial (TLABS) para comunidades rurais. Estudaram o tratamento de esgoto doméstico de duas comunidades rurais e a planta consistia de três reatores independentes mas sucessivos operando em batelada, cada qual com 5 etapas: alimentação, reação, clarificação, descarga e repouso.

TAM et al. (1986), usaram três reatores em batelada sequencial para o tratamento de resíduo de laticínio. O RBS é uma versão moderna do sistema carga e descarga, cujo conceito não é muito popular no meio industrial. O moderno sistema RBS é muito dinâmico e flexível em termos de operação. O sistema semi-contínuo também é mais eficiente cineticamente que o lodo ativado contínuo convencional porque sua cinética é semelhante ao reator ideal PFR. Comparando com lodo ativado contínuo, o semi-contínuo pode teoricamente acomodar-se melhor as flutuações (choques) de carga. A operação do sistema consistiu de um ciclo de 6 h, cada ciclo com 5 fases: alimentação ( 10 min = 0,17 h) com agitação magnética: 1,5 litros de

substrato para o reator de 5,0 litros; reação (3,5 h) com aeração: idade do lodo = 8,3 a 20,0 dias; sedimentação (1,5 h); descarga (0,5 h): foi retirado 1,5 litros de sobrenadante (efluente tratado) e repouso 20 min = 0,33 h): fim do primeiro ciclo.

SIEGEL et al. (1994), estudaram a eficiência do tratamento de esgoto doméstico usando reator "air-lift" em batelada sequencial. Como o nome sugere, o processo RBS é um sistema de tratamento de resíduos em batelada ou carga e descarga. Por mais de 20 anos, o RBS foi relativamente esquecido. É um processo descrito em função do tempo, onde tudo ocorre em apenas um tanque: equalização, reação e sedimentação (clarificação). Vários autores vêm comparando o sistema RBS com o lodo ativado contínuo convencional, e enumerando as vantagens do reator em batelada que incluem: grande tolerância ao escoamento intermitente, choque de carga, nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo sem adição química, e boa transferência de oxigênio. O RBS compreende 5 etapas: alimentação, reação, sedimentação (clarificação), descarga e repouso.

MARKLUND (1993), estudou a remoção de fósforo biológico em clima frio usando reator batelada sequencial (RBS). O tempo do ciclo variou de 6,8 a 12 horas de acordo com a temperatura do resíduo bruto, o ciclo de 6,8 h foi usado no verão. A Tabela 3.5 mostra o ciclo completo.

Tabela 3.5 - Condições de Operação do RBS

ETAPAS	TEMPO (% e h)	
enchimento	28-58 %	3,5 h
mistura (anaeróbica)	15-62,5 %	1,2-7,5 h
reação (aeróbica)	16,7-33,3 %	1,8-4,0 h
clarificação	6,3-25 %	1,0-2,0 h
decantação	8,3-25 %	1,0-2,0 h
repouso	0-15,6 %	0-1,3 h

Fonte: MARKLUND (1993)

WANNER (1992), comparou o reator batelada sequencial (RBS) com o lodo ativado contínuo (LAC). Fez um estudo da degradação de água residuária sintética num ciclo de 12 h. Observou a presença de microorganismos filamentosos na fase anaeróbica-oxic do RBS. A Tabela 3.6 mostra dois ciclos completos.

Tabela 3.6 - Etapas do Tratamento de Efluentes por Reator Batelada Sequencial

ETAPAS	STICHOVÁ(1990)	WANNER et al.(1992)
anaeróbica	3,0h	3,0h
anoxic	/	4,0h
oxic	8,0h	3,5h
sedimentação	1,0h	1,5h
total	12,0h	12,0h

Os dois sistemas de lodo ativado anaeróbico-oxic com regime "plug-flow" foram comparados. O primeiro com escoamento contínuo tipo cascata e o segundo foi operado como RBS. O RBS teve altas taxas de nitrificação e desnitrificação, e também teve boa sedimentação causada pela presença de flocos (WANNER, 1992).

KAMIYAMA (1989) fez um estudo comparativo das vantagens do lodo ativado descontínuo sobre o lodo ativado contínuo. Estas vão desde os custos de implantação até a operação. Conforme GORONSZY (citado por KAMIYAMA, 1989), na Austrália o processo usado é o de semi-batelada, adotado desde 1967. O processo australiano se diferencia do Culver (USA) por não haver interrupção na alimentação de esgoto e pelo formato do reator biológico, do tipo valo de oxidação. Em ambos os sistemas, o parâmetro F/M é aproximadamente aquele adotado no processo por aeração prolongada.

KAMIYAMA (1990) instalou uma unidade piloto com processo de lodo ativado em batelada para o tratamento do esgoto sanitário na cidade de Parapuã/SP. Foi feita uma efetiva conversão do reator anaeróbico de fluxo ascendente (RAFA) para o lodo ativado em batelada (LAB), através de adaptações no reator e nos leitos de secagem. As vazões afluentes eram registradas de hora em hora através de uma régua e

as amostras foram coletadas e analisadas 2 vezes por semana (afluente: amostra composta proporcional de 24 h, efluente: amostra simples). As amostras colhidas eram, após a medição de temperatura, imediatamente preservadas sob refrigeração com temperatura inferior a 4°C. O controle do processo biológico foi feito através da idade do lodo, que por sua vez, foi controlado pelo volume de lodo descartado do reator. A medida do volume de lodo, parâmetro usado no controle do processo de lodo ativado, mostrou sua aplicação limitada no processo de lodo ativado descontínuo.

KAMIYAMA & TSUTIYA (1992) fizeram um estudo comparativo, quanto aos custos de energia elétrica. Destacaram como a maior vantagem do lodo ativado descontínuo em relação ao lodo ativado contínuo a flexibilidade operacional, que permite uma considerável economia nos custos de energia elétrica. O reator de lodo ativado em batelada opera intermitentemente, ligando e desligando os aeradores de modo a satisfazer a demanda de oxigênio do esgoto, podendo variar tanto a quantidade como o tempo de funcionamento dos aeradores. Devido a flexibilidade operacional do lodo ativado em batelada, o processo leva a uma redução nos custos de energia elétrica, no mínimo de 10 %, em relação ao lodo ativado contínuo. Os custos de construção civil, equipamentos e energia elétrica são menores no processo de lodo ativado em batelada, considerando somente os custos não comuns, a diferença é da ordem de 17 % em relação ao lodo ativado contínuo.

OLES & WILDERER (1991), estudaram um modelo cinético para o processo de desnitrificação. Em contraste com os reatores de lodo ativado de fluxo contínuo, que são orientados pelo espaço, os de fluxo descontínuo são orientados pelo tempo, logo as condições ambientais no lodo ativado em batelada mudam com o tempo. Durante cada ciclo do lodo ativado em batelada, a concentração dos componentes muda, em particular a do substrato biodegradável, a da amônia e a do nitrogênio. O propósito deste trabalho foi demonstrar a aplicabilidade de uma versão do modelo da IAWPRC, que prediz o desempenho do sistema de lodo ativado em batelada, com respeito a desnitrificação. O volume do afluente na 1ª batelada, deve ser próximo de 50 % do volume total do afluente. O volume de preenchimento remanescente, é bombeado para dentro do reator durante as fases complementares de preenchimento, no começo de cada fase de reação anoxi (misturada). Essa variação é para promover uma alta taxa de nitrificação e desnitrificação. Os parâmetros variáveis para otimizar o desempenho do lodo ativado em batelada, são: número de ciclos e

duração da fase de enchimento, enquanto os parâmetros fixos, são: capacidade de oxigenação e capacidade de alimentação.

ELLIS et al.(1992) fizeram uma planificação inovada na seleção do lodo ativado em batelada, para conseguir um aumento de 40 % na capacidade de tratamento de esgoto sanitário, existentes em Abu Dhabi (Emirados Árabes). Foram usadas as seguintes alternativas para expansão da capacidade de tratamento:

critério de avaliação: depreciação da estação, possibilidade técnica, eficácia, nível de complexidade e tempo requerido para implantação. Como mínimo, o recomendado segue os requisitos: máximo uso dos tanques existentes, encanamentos e equipamentos; limitada construção e tempo de implantação; qualidade do efluente suficiente para completo reuso.

tanque de oxidação: o tempo de residência é da ordem de 45 a 75 dias. Devido ao longo tempo de residência requerido, são envolvidas grandes áreas.

lodo ativado em batelada: o princípio de operação do lodo ativado descontínuo é similar ao lodo ativado contínuo, exceto que no lodo ativado descontínuo a fase de reação aeróbica e a fase de sedimentação ocorrem no mesmo tanque.

considerações sobre o manuseio do lodo: uma alternativa foi a montagem de um equipamento de desidratação do lodo. Outra alternativa foi a construção de uma lagoa de retenção do lodo.

Esses autores, referem-se a sete fases de operação do lodo ativado em batelada: encher misturando, encher reagindo, reagir, clarificar, decantar, descartar o excesso de lodo e repouso. Após avaliação, foi decidido pelo reuso do efluente, que pode ser usado conforme condições de controle para irrigar áreas de corrida de camelo.

DAGUE et al.(1992) investigaram o desempenho de um novo processo, chamado lodo ativado em batelada anaeróbico (LABA). Em trabalhos de 1966 e 1970, o autor e coautores McKINNEY & PFEFFER relataram que a biomassa anaeróbica

floculou de maneira análoga ao lodo ativado aeróbico, e a eficiência da floculação foi afetada pela carga orgânica. Para baixas taxas F/M, a biomassa floculou bem e sedimentou rapidamente, assegurando um efluente com baixos teores de sólidos em suspensão. Para lodo ativado em batelada anaeróbico obtiveram eficiente biofloculação devido a uma baixa taxa F/M, o que é obtido em condições de escassez de substrato.

NORCROSS (1992) verificou que o lodo ativado em batelada oferece muitas vantagens e poucas desvantagens na seleção do processo de tratamento de resíduos. Devido ao recente interesse pelo lodo ativado em batelada, poucos técnicos conhecem todos os aspectos e considerações sobre o projeto do lodo ativado em batelada. NORCROSS envolveu-se diretamente no projeto, equipamentos, operação e funcionamento de quase 60 plantas de lodo ativado em batelada de todos os tamanhos. Perto de 2/3 das instalações são municipais e 1/3 são industriais, envolvendo resíduos de alimentos (laticínios), petroquímica, farmacêutica, etc. De fato, ao contrário do processo de aeração prolongada, o lodo ativado em batelada é projetado para operar sob condições de estado não estacionário, o que é a chave do processo. Quando se inicia a aeração, depois da fase de enchimento anoxi, a taxa F/M pode variar de 0.6 a 1.0, ou mais alto, e o aumento da taxa de oxigênio pode exceder 125 mg/l/h. No fim do período de aeração, a taxa F/M e a taxa de crescimento estão perto de zero. O período onde a taxa F/M e a taxa de crescimento são altos, é o período de excesso de substrato; a alimentação e o ar são abundantes, o nível de oxigênio dissolvido permanece próximo de zero, porque a demanda de oxigênio excede a capacidade máxima do sistema de aeração. Este período de excesso inibe o crescimento de microorganismos filamentosos de crescimento lento, e promove o crescimento de flocos. Quando a taxa F/M e a taxa de crescimento são baixos, é o período de escassez; toda alimentação disponível foi utilizada. O período de escassez inibe o crescimento de microorganismos filamentosos de crescimento rápido, e novamente promove o crescimento de microorganismos. O projeto de um lodo ativado em batelada mostrou ser baseado na F/M aeróbica.

LO, LIAO & Van KLEECK (1991) estudaram um sistema de tratamento aeróbico, com 3 reatores em série, operando a temperatura ambiente para tratar os resíduos de um abatedouro de suínos. Os resultados do estudo da escala de bancada, indicaram um ciclo de 4 h, com a retirada de 40 % da capacidade do reator para um desempenho aceitável. O ciclo (batelada)seguiu a Tabela 3.7 .

Tabela 3.7- Etapas de uma batelada completa

ETAPAS	TEMPO (h)
Alimentação com Aeração	0,1
Reação	3,3
Sedimentação	0,5
Descarga	0,1
Repouso	0,0
Total	4,0

Fonte: LO, LIAO & Van KLEECK (1991)

FERNANDES et al.(1991) estudaram em laboratório o tratamento de esterco de suíno em lodo ativado descontínuo. O reator foi operado em ciclos de 24 h com tempo de retenção hidráulica (TRH) de 6 a 9 dias e tempo de retenção do lodo biológico (TRLB) de 20 dias, isto é, Nas razões 6/20 e 9/20 dias (TRH / TRLB). O experimento consiste de um sistema de quatro reatores, em escala de bancada. Os reatores, com diâmetro interno de 140 mm e altura de 400 mm, foram fabricados em acrílico. A corrente de ar nos reatores foi perto de 1,7 litros/min/litros de líquido misturado, o qual permite que a concentração de oxigênio dissolvido (OD) se mantenha próxima de 2,5 mg / l, o que também contribui para a mistura do conteúdo líquido, cujo volume foi de 3 litros. Inicialmente, os reatores foram adaptados com 500 ml de esgoto municipal. O lodo foi gradualmente aclimatado para esgoto de abatedouro de suínos por um período de 30 dias. O funcionamento do lodo ativado em batelada (LAB), foi em ciclos completos de 24 h de acordo com a Tabela 3.8 .

Tabela 3.8- Etapas de funcionamento do LAB de um ciclo de 24 horas

ETAPAS	TEMPO (h)
Alimentação	3,0
Reação	19,0
Sedimentação	1,0
Descarga	0,5
Repouso	0,5
Total	24,0

Fonte: FERNANDES et al.(1991)

Em geral, floculação rápida e boa sedimentação foram conseguidas nos reatores operando em 3 e 6 horas num período anoxic. Com base no desempenho geral, não é recomendado operar o lodo ativado descontínuo com mais de 8 h de período anoxic, entre sequência de alimentação e reação, porque o processo de sedimentação do lodo o deteriora, causando odor desagradável. A maior vantagem do lodo ativado em batelada, está no custo, devido ao desligamento do ar durante o período anoxic de alimentação e reação, bem como a sedimentação, fases de descarga e repouso. Este estudo mostrou ser possível reduzir o fornecimento de ar em 42 % , sem afetar o desempenho do processo (FERNANDES et al., 1991).

FARMER (1991) estudou tecnologias de tratamento de resíduos, incluindo tratamento preliminar e tratamento biológico aeróbico e anaeróbico. Há dois tipos de descarga de resíduos: direta e indireta. Descargas diretas são de águas de superfície ou lençol freático. Descargas indiretas são de tratamento público. A característica predominante de muitos resíduos de indústrias de alimentos é a alta demanda de oxigênio. Esta demanda de oxigênio pode, geralmente, ser tratada biologicamente. Mas, alguns resíduos requerem tratamento preliminar para estabilizar o sistema e o efluente ter qualidade satisfatória . O tratamento preliminar pode realizar uma ou mais funções: equalização da vazão e/ou da carga, neutralização, remoção de sólidos e remoção de gorduras, óleos e graxas. O reator batelada sequencial serve como tanque de equalização, tanque de aeração e clarificador em um único tanque.

## 4. MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1 MATERIAIS

#### 4.1.1 ÁGUA RESIDUÁRIA E LODO BIOLÓGICO

A água residuária estudada, foi obtida do abatedouro de aves Pena Branca localizado em Jaguariúna / SP , após passar por um tratamento primário (caixa de retenção de gordura e flotor). A coleta das amostras para os experimentos, foram feitas sempre no mesmo local. O lodo foi coletado na corrente de reciclo e era composto por uma população mista de bactérias, protozoários, rotíferos, fungos, etc.

#### 4.1.2 CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA RESIDUÁRIA

Uma amostra homogênea a 25°C , apresentava pH em torno de 6.8, DQO depois do tratamento primário, em torno de 2500 mg/l, sólidos totais em torno de 1600 mg/l e excesso de nitrogênio.

#### 4.1.3 REATOR BIOLÓGICO DE LABORATÓRIO

O reator usado para o processo descontínuo, foi contruído de vidros planos, 7,0 litros de volume útil e dotado de pedras porosas no fundo, para aeração, agitação e melhor dispersão do ar. O sistema usado encontra-se esquematizado na Figura 4.1.

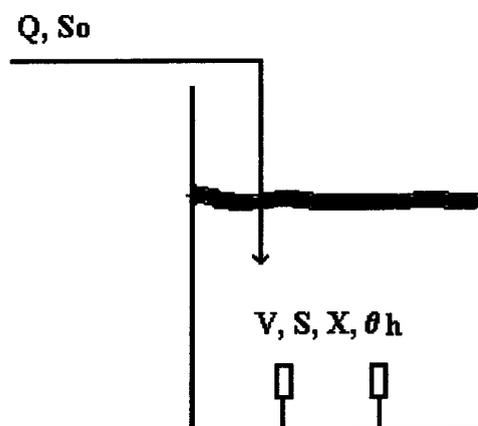


Figura 4.1- Reator Batelada Sequencial

#### 4.1.4 EQUIPAMENTOS AUXILIARES

Estufa com controle de temperatura (Fanem, Mod. 320-SE), mufla (Quimis), espectrofotômetro digital (Analyser, Mod.800), manta aquecedora (Quimis, Mod. 321-25), condensador (Pyrex, Mod. 400), balança de precisão (Sartorius, Mod. PRO 33/34 A), medidor de pH (Analyser, Mod. 300), bomba de vácuo, bomba peristáltica (DP, 2-3), temporizador, vidraria em geral, reagentes analíticos.

#### 4.2 MÉTODOS

##### 4.2.1 OPERAÇÃO DO REATOR BATELADA SEQUENCIAL

O reator batelada sequencial foi operado de acordo com as seguintes etapas:

**Alimentação:** o reator partia com um volume inicial de dois litros, que era composto basicamente de uma alta concentração de microorganismos, e chegava a um volume final de quatro litros. Nesta fase, manteve-se o sistema aerado, com a finalidade de promover a degradação do material poluente.

**Reação:** após completado o volume final de quatro litros, o reator foi aerado por tempo variável, ocorreu uma série de transformações bioquímicas que fizeram com que ocorresse um aumento na concentração de microorganismos e redução de DQO.

**Sedimentação:** nesta fase ocorreu a separação dos sólidos contidos no resíduo.

**Descarga:** fase em que foram retirados dois litros do sobrenadante clarificado (efluente), ficando dois litros no reator sendo aproximadamente 500 ml de lodo.

**Repouso:** é o período de tempo entre o fim de um ciclo e o início de outro, é a fase em que é descartado o excesso de lodo.

Para cada experimento foram coletadas amostras de água residuária e lodo.

#### 4.2.2 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS ( $\mu, K_d, \theta_c, K, Y$ )

Para determinação da velocidade específica de crescimento do lodo biológico ( $\mu$ ), foram realizados experimentos em sistema descontínuo. Iniciou-se o processo de batelada simples, inoculando-se ao substrato população de microorganismos adaptada.

A temperatura foi mantida em  $26^\circ\text{C} \pm 2^\circ\text{C}$  e a taxa de aeração correspondeu a 0,65 litros por minuto, o que contribui na mistura do líquido.

Utilizando-se da terminologia adotada na Figura 4.1, o balanço de massa para células fica:

$$V(dX/dt) = X(dV/dt)_{Cr} + V(dX/dt)_{Ac} \quad (4.1)$$

dividindo a equação (4.1) por  $V$  e  $X$ , temos:

$$1/X (dX/dt) = 1/V (dV/dt)_{Cr} + 1/X (dX/dt)_{Ac} \quad (4.2)$$

onde  $(dV/dt) = Q$  é a vazão de alimentação, que neste caso é zero.

$$(dX/X) = \mu \cdot dt \quad (4.3)$$

Finalmente, considerando  $\mu$  constante e integrando a equação (4.3) vem:

$$\ln X = \mu \cdot t \quad (4.4)$$

O valor de  $\mu$  foi obtido por regressão linear pelo método dos mínimos quadrados.

Para determinação da velocidade específica de crescimento do lodo biológico ( $\mu$ ), também foram realizados experimentos em batelada alimentada. Iniciou-se o processo de batelada alimentada, atingido o volume pré-estabelecido, passou a batelada simples.

Utilizando a terminologia da Figura 4.1, o balanço de massa para células fica como o da equação (4.1), mas a vazão de alimentação, neste caso é diferente de zero.

$$(dX/X) = \{ \mu - [ Q/(V_0 + Q.t) ] \} dt \quad (4.5)$$

Finalmente, integrando a equação (4.5) vem:

$$\ln [ X (V_0 + Q.t) ] = \mu.t \quad (4.6)$$

O coeficiente angular da equação (4.6) é o  $\mu$ . Foi obtido por regressão linear pelo método dos mínimos quadrados.

O coeficiente de morte celular ( $K_d$ ), inicialmente foi determinado num ciclo de batelada simples, como nestes experimentos a vazão de alimentação é zero, podemos supor não haver crescimento celular na fase de declínio e portanto a variação de concentração celular corresponde à taxa de morte celular. O balanço de massa para células fica:

$$(dX/X) = -K_d .dt \quad (4.7)$$

considerando  $K_d$  constante a equação (4.7) pode ser integrada, obtendo-se:

$$\ln(X) = -K_d .t \quad (4.8)$$

O parâmetro  $K_d$  foi obtido determinando-se o coeficiente angular da reta obtida graficamente de  $\ln(X)$  contra o tempo pelo método dos mínimos quadrados.

Foi determinado também o coeficiente de morte celular ( $K_d$ ) em ciclo de batelada alimentada e batelada simples, sendo que o  $K_d$  foi obtido na etapa onde a vazão é zero, isto é, no processo de batelada simples. Logo pode-se supor que não há crescimento celular líquido e portanto a variação de concentração celular corresponde à taxa de morte celular. De acordo com a equação (4.7).

A idade do lodo ( $\theta_c$ ), é o inverso da velocidade específica de crescimento do lodo ( $\mu$ ) e é expressa em unidade de tempo.

Analogamente o balanço de massa para o substrato fica:

$$Q.S_o = d(VS)/dt + V(dS/dt) \quad (4.9)$$

$$Q.S_o = S(dV/dt) + V(dS/dt) + V(dS/dt)_{Ac} \quad (4.10)$$

onde  $V = V_o + Q.t$  e  $(dS/dt) = K.S$  que representa cinética de primeira ordem. Rearranjando a equação (4.10) temos:

$$Q(S_o - S) = (V_o + Q.t)(dS/dt + K.S) \quad (4.11)$$

fazendo  $Q = 0$ , temos:

$$\ln S = -K.t \quad (4.12)$$

dividindo a equação (4.11) por  $(V_o + Q.t)$  e  $Q(S_o - S)$ , temos:

$$1/[Q(S_o - S)] dS/dt + 1/[Q(S_o - S)] .K.S = 1/(V_o + Q.t) \quad (4.13)$$

Organizando a equação (4.13), ela se aproxima de uma equação diferencial linear de primeira ordem não-homogênea. O desenvolvimento matemático desta equação encontra-se no Apêndice D.

Resolvendo a equação (4.13) pelo método do fator integrante (BOYCE & DIPRIMA e SPIEGEL), chegamos a seguinte equação:

$$S_o/S = K[(V_o/Q)+t] \quad (4.14)$$

A equação (4.14) é uma equação de reta e seu coeficiente angular é  $K$ . O parâmetro foi obtido por regressão linear pelo método dos mínimos quadrados.

O rendimento do lodo ( $Y$ ), foi determinado pela relação:

$$Y = \Delta X / \Delta S = (X_f - X_o) / (S_o - S_f) \quad (4.15)$$

O índice volumétrico de lodo (IVL) é o parâmetro que indica a compactabilidade do lodo e , foi determinado pela equação:

$$IVL = (\nabla \cdot 1000) / SSTA \quad (4.16)$$

O tempo de retenção hidráulica ( $\theta_h$ ), foi determinado pela equação:

$$\theta_h = V/Q \quad (4.17)$$

Para avaliar a aplicabilidade desse modelo cinético de primeira ordem proposto, e obtenção dos parâmetros cinéticos, foram feitas várias bateladas com diferentes valores de tempo de retenção hidráulica ( $\theta_h$ ), variando a vazão de alimentação (Q) e mantendo constante o volume de líquido no reator (V).

#### 4.2.3 DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO DO LODO (v)

Em uma proveta de 100 ml, colocou-se alternadamente suspensões de várias concentrações de microorganismos , marcava-se o tempo com cronômetro e anotava-se a altura da interface de tempos em tempos até a mesma atingir a zona de compactação. A velocidade de sedimentação do lodo foi calculada pelo método gráfico de Talmadge e Fitch, através da equação:

$$v = (h_1 - h_c) / t_c \quad (4.18)$$

#### 4.2.4 DETERMINAÇÃO DO CRESCIMENTO CELULAR

O crescimento celular foi acompanhado medindo-se a turbidez do meio, a diluições pré-determinadas de massa celular (sólidos), com espectrofotômetro digital, com absorvância de 610 nm. Os valores obtidos foram expressos em termos de densidade ótica e convertidos para concentração celular através de uma curva de absorvância x concentração celular.

O meio contendo uma massa celular em fase aquosa foi centrifugado a 5000 rpm por 15 min, obtendo-se duas fases: a massa celular decantada e a fase aquosa livre de células. A fase aquosa foi cuidadosamente retirada do tubo. À massa celular que

permaneceu no fundo do tubo adicionou-se água destilada até completar o volume inicial do meio. Essa mistura foi novamente centrifugada a 5000 rpm por 15 min e o sobrenadante contendo a mistura aquosa foi descartado. A massa celular, foi lavada por mais uma vez e finalmente ressuspensa em água destilada até completar o volume inicial do meio. A absorbância desta suspensão foi lida a 610 nm.

Volumes conhecidos de suspensões de células com densidades ótica conhecidas foram centrifugadas e as massas celulares obtidas foram secas à vácuo a 65° C em -25 in Hg por 24 h, o que permitiu construir uma curva de absorbância (610 nm) x concentração celular (mg/l). Este procedimento é uma adaptação de FERRER & ERICKSON (1980). O gráfico encontra-se no Apêndice C.

### 4.3 MÉTODOS ANALÍTICOS

#### 4.3.1 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO)

Foi usado o método do refluxo, onde o agente oxidante é o dicromato de potássio em ácido sulfúrico, tendo como catalisador sulfato de prata. A determinação foi realizada segundo método descrito por (SILVA, 1977).

Fórmulas usadas para determinação da DQO e padronização da solução de sulfato ferroso amoniacal 0,25 N:

$$N = (10 \times 0,25) / V \text{ gasto na bureta} = c \quad (4.19)$$

cálculo da DQO para 20 ml da amostra (amostra diluída 1/5):

$$(a - b).c.400 = \text{mg/l DQO} \quad (4.20)$$

#### 4.3.2 SÓLIDOS TOTAIS (ST)

Em um cadinho limpo e seco em mufla a 600 °C por 2h; esfriado em dessecador e pesado (P1), adicionou-se 10 ml da amostra previamente homogeneizada e deixou-se evaporar em banho-maria e a secagem foi completada em estufa a 105 °C por

2h e novamente pesado (P2). Os sólidos totais (ST) foram determinados de acordo com a equação abaixo (SILVA, 1977):

$$ST = (P2 - P1).100.000 \quad (4.21)$$

#### 4.3.3 SÓLIDOS FIXOS (SF)

Seguindo o procedimento do item 4.3.2, levou-se o cadinho para a mufla a 600 °C por 2h e após esfriado em dessecador foi outra vez pesado (P3) (SILVA, 1977).

$$SF = (P3 - P1).100.000 \quad (4.22)$$

#### 4.3.4 SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV)

Para determinar os sólidos voláteis, bastou fazer a diferença entre os sólidos totais e os sólidos fixos (SILVA, 1977).

$$SV = ST - SF \quad (4.23)$$

$$SV = (P2 - P3).100.000 \quad (4.24)$$

#### 4.3.5 DETERMINAÇÃO DO pH

A determinação do pH foi feita com potenciômetro digital.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 EFICIÊNCIA DO PROCESSO DE LODO ATIVADO DESCONTÍNUO ( $\eta$ )

Com o objetivo de verificar a eficiência do tratamento de água residuária avícola, foram feitos vários ensaios em batelada alimentada, onde variou-se a vazão de alimentação, o tempo de retenção hidráulica, a concentração do lodo (Item 4.3.4) e manteve-se contante o volume de líquido no reator (Item 4.2.1). As características da sedimentação do lodo foram boas, com IVL em torno de 100 ml/g, a eficiência do tratamento foi alta em termos de percentagem de remoção de DQO e foi calculada como sendo a conversão do substrato pela fórmula:

$$\eta = [(S_0 - S) / S_0] \cdot 100$$

A temperatura foi de  $25 \pm 2^\circ\text{C}$  e o pH variou de 6,0 a 6,8.

Comparando-se os resultados das Tabelas 5.1 e 5.2, observa-se que a primeira batelada teve um ciclo de 7,9 h sendo 2,8 h de reação com eficiência de 88%, a segunda batelada durou 6,6 h sendo 2,0 h de reação com 83% de remoção de DQO. Assim, pode-se ver que com 1,0 h a mais de reação a eficiência do tratamento aumentou em 5%, atingindo aproximadamente 90% de remoção de DQO.

Tabela 5.1-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (4,5h)	T = 27°C
reação (2,8h)	pH = 6,3
sedimentação (0,5h)	Q = 445 ml/h
descarga (0,1h)	SV <sub>0</sub> = 1850 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 510 mg/l
total (7,9h)	ST <sub>0</sub> = 2640 mg/l
	ST = 690 mg/l
	SF <sub>0</sub> = 790 mg/l
	SF = 180 mg/l
	S <sub>0</sub> = 817 mg/l
	S = 97 mg/l
	$\eta = 88 \%$

Tabela 5.2-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (4,0h)	T = 25°C
reação (2,0h)	pH = 6,3
sedimentação (0,5h)	Q = 500 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 3520 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 750 mg/l
total (6,6h)	STo = 3970 mg/l
	ST = 980 mg/l
	SFo = 450 mg/l
	SF = 230 mg/l
	So = 1421 mg/l
	S = 238 mg/l
	$\eta = 83 \%$

Comparando-se os resultados das Tabelas 5.3 e 5.4 pode-se notar que foi melhor operar o reator com 4,0 h de reação do que 21,0 h, pois a eficiência foi praticamente a mesma, aproximadamente 95% de remoção de DQO. Isto deve-se ao fato que permanecendo o lodo sem substrato, a biomassa entrou em respiração endógena, sendo a eficiência final de ambos os ensaios aproximadamente igual.

Tabela 5.3-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,4h)	T = 25°C
reação (21,0h)	pH = 6,7
sedimentação (0,5h)	Q = 833 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 3000 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 600 mg/l
total (24,0h)	STo = 4100 mg/l
	ST = 970 mg/l
	SFo = 1100 mg/l
	SF = 370 mg/l
	So = 1421 mg/l
	S = 49 mg/l
	$\eta = 96 \%$

Tabela 5.4-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,4h)	T = 27°C
reação (4,0h)	pH = 6,5
sedimentação (0,5h)	Q = 833 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 2500 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 800 mg/l
total (7,0h)	STo = 3600 mg/l
	ST = 1355 mg/l
	SFo = 1100 mg/l
	SF = 555 mg/l
	So = 1421 mg/l
	S = 100 mg/l
	$\eta = 93 \%$

Comparando-se os resultados das Tabelas 5.5 e 5.6 verificou-se que as duas bateladas foram operadas praticamente nas mesmas condições, apenas a primeira teve um período de reação de 24,0 h com 83% de remoção e a segunda com 5,0 h de reação obteve 77% de remoção de DQO. Isto é, podemos dizer que a batelada que operou num ciclo de 5,0 h obteve melhor resultado, pelo fato de ter ocorrido respiração endógena no ensaio de 24,0 h.

Tabela 5.5-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,0h)	T = 25°C
reação (24,0h)	pH = 6,8
sedimentação (0,5h)	Q = 1000 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 1590 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 870 mg/l
total (26,6h)	STo = 2800 mg/l
	ST = 1000 mg/l
	SFo = 1210 mg/l
	SF = 130 mg/l
	So = 1421 mg/l
	S = 245 mg/l
	$\eta = 83 \%$

Tabela 5.6-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,0h)	T = 26°C
reação (5,0h)	pH = 6,0
sedimentação (0,5h)	Q = 1000 ml/h
descarga (0,2h)	SVo = 1787 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 1080 mg/l
total (7,7h)	STo = 3000 mg/l
	ST = 1300 mg/l
	SFo = 1213 mg/l
	SF = 220 mg/l
	So = 631 mg/l
	S = 145 mg/l
	$\eta = 77\%$

A concentração de sólidos voláteis no reator foi mantida na faixa de 1500 a 3000 mg/l, sendo 2500 mg/l o valor ótimo para se obter uma boa eficiência na remoção de DQO. No RBS os parâmetros que podem ser alterados para se ter uma alta eficiência no tratamento, são: tempo de alimentação, tempo de reação e concentração de sólidos.

As remoções de DQO obtidas nos experimentos (Tabelas 5.1 a 5.6) têm valores próximos ou maiores aos obtidos por TAM et al. (1986), que estudaram o tratamento de água residuária de laticínio usando reator batelada sequencial. O ciclo completo adotado foi de 6,0 h, cada ciclo era composto das seguintes fases: alimentação (10 min) de 1,5 litros de substrato; reação (3,5 h) com aeração; decantação (1,5 h); descarga (30 min) de 1,5 litros do sobrenadante clarificado e repouso (20 min) antes do próximo ciclo. O conteúdo do reator não foi aerado nem misturado durante este período. A remoção de DQO foi de 82 a 88% para temperaturas altas (21,6 e 29,8°C) e 71 a 80% para temperaturas baixas (10,5 e 3,7°C).

LO, LIAO & Van KLEECK (1991), operaram um reator em ciclos de 4 h, com a retirada de 40% da capacidade de operação, que apresenta um desempenho aceitável, 52% de remoção de DQO e 93% de DBO, utilizando resíduo de abatedouro de suínos em RBS num período de 15 a 25 semanas de estudo.

Outros resultados experimentais obtidos estão nas Tabelas 5.8 a 5.16 no Apêndice A.

## 5.2 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS

### 5.2.1 VELOCIDADE ESPECÍFICA DE CRESCIMENTO DO LODO BIOLÓGICO ( $\mu$ )

Os resultados obtidos em processo de batelada simples permitiram obter o gráfico da Figura 5.1. Como pode-se notar, neste ensaio ocorreu um aumento da concentração celular (Item 4.2.3) com o tempo até 150 min, diminuindo para tempos maiores. Quando se relacionou  $\ln x$  com o tempo na fase de aumento celular (Figura 5.1(a)), obteve-se uma reta de acordo com a equação (4.4) e pelo coeficiente angular calculou-se " $\mu$ ", obtendo-se  $\mu = 0,114 \text{ h}^{-1}$ . Pode-se verificar que o valor de " $\mu$ " está dentro da faixa de valores encontrada na literatura (METCALF & EDDY, 1991 e RAMALHO, 1983), embora os valores da literatura reportem-se a tratamento contínuo, onde para a determinação da taxa de crescimento específico utiliza-se período de tempo de 24 h.

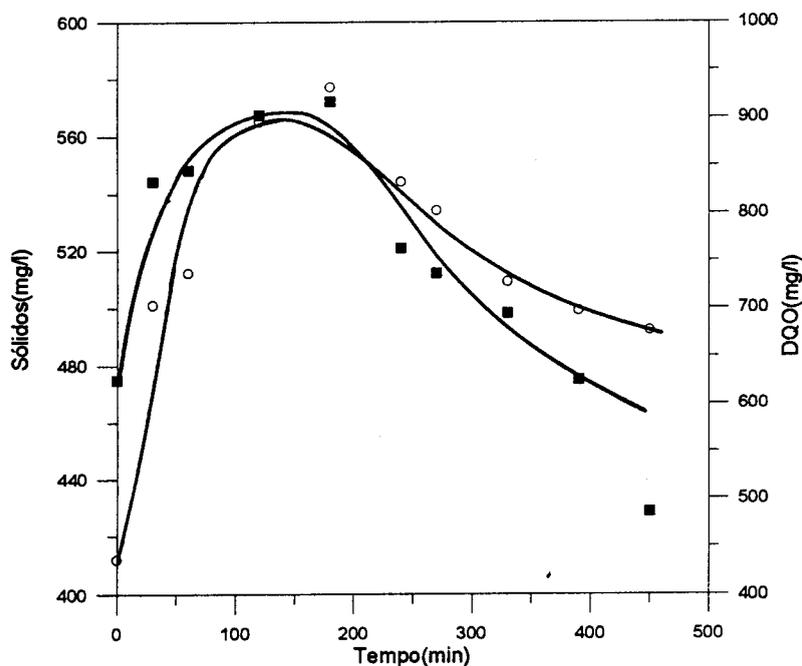


Figura 5.1- Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada simples (o Sólidos, ■ DQO)

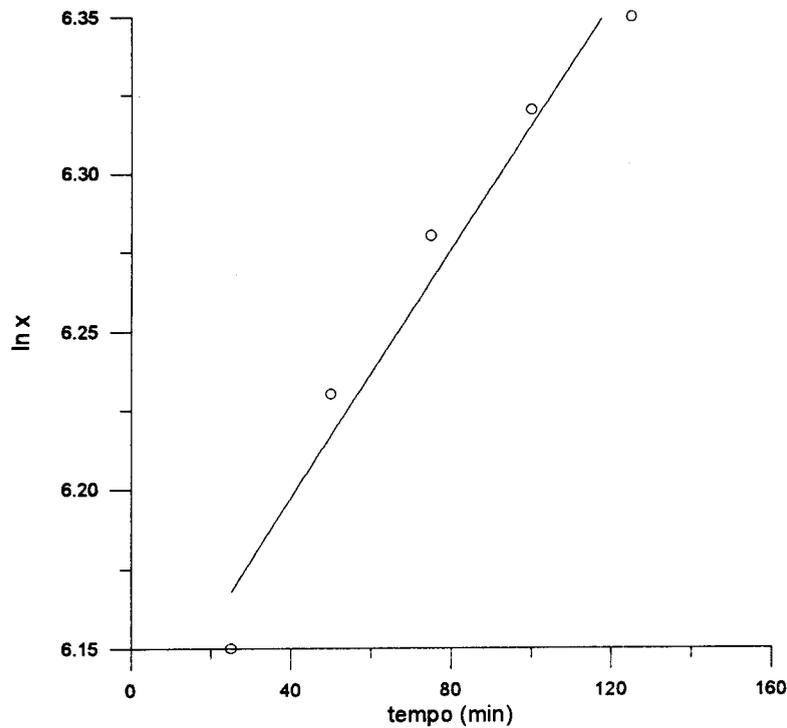


Figura 5.1(a)- Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 0$ ,  $\mu = 0,114 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,963$ )

Os resultados obtidos num ciclo de batelada alimentada com vazão de 333 ml/h permitiram obter o gráfico da Figura 5.2. Como pode-se notar, ocorre um aumento da concentração celular com o tempo até 100 min, diminuindo para tempos maiores. Quando se relaciona  $\ln [x (V_0 + Q.t)]$  com o tempo (Figura 5.2(a)) obtém-se uma reta de acordo com a equação (4.6) e pelo coeficiente angular podemos calcular " $\mu$ ", obtendo-se  $\mu = 0,324 \text{ h}^{-1}$ , valor 2,84 vezes maior que o obtido na batelada simples. Este aumento da taxa específica de crescimento ocorreu devido a alimentação do reator. A curva de DQO mostra aumento da concentração de substrato durante a etapa de alimentação. Como o ponto de máximo da curva de lodo ocorreu antes do final da alimentação, pode-se concluir que o substrato contido no reator somado ao da alimentação não era suficiente para manter o crescimento celular. Na fase de reação, a concentração de substrato diminuiu apesar da concentração de lodo também ter diminuído, porém, neste caso a respiração endógena não foi tão intensa a ponto de provocar aumento de DQO.

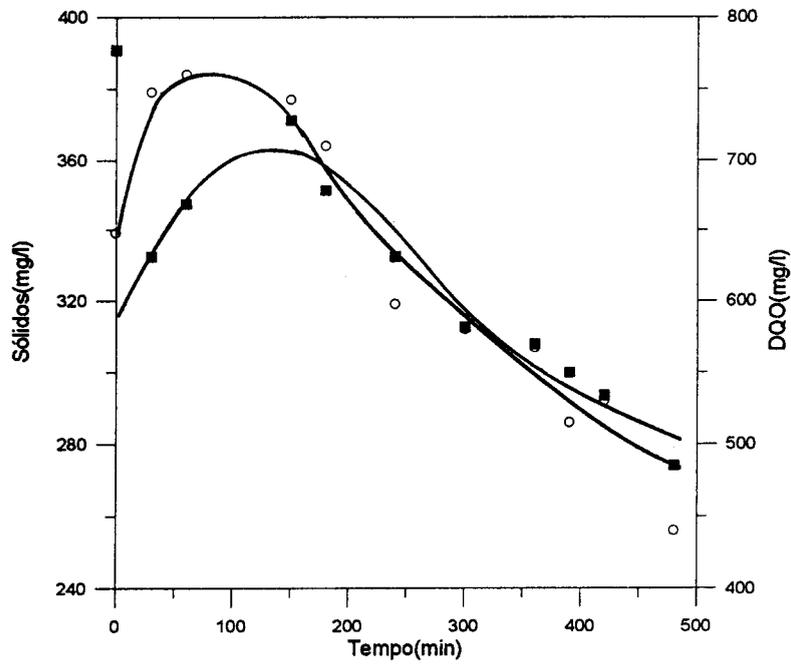


Figura 5.2- Tratamento de água residual de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 360$  min,  $Q = 333$  ml/h,  $V_o = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

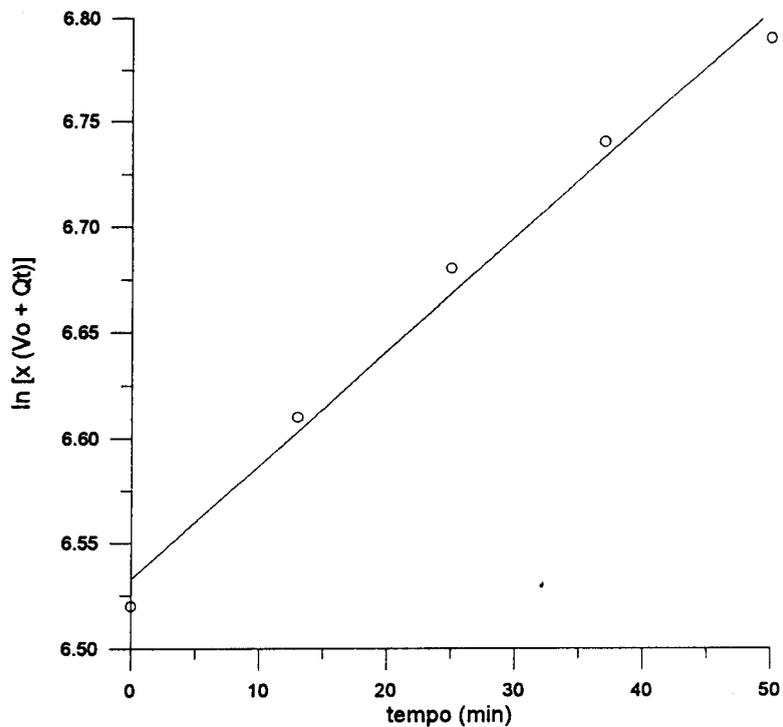


Figura 5.2 (a)- Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 333$  ml/h,  $\mu = 0,324$  h<sup>-1</sup>,  $r^2 = 0,987$ )

A Figura 5.3 mostra resultados de ensaio de batelada alimentada, para vazão de alimentação de 500 ml/h. Como pode-se notar, ocorreu um aumento da concentração celular com o tempo até 160 min. Pela Figura 5.3 (a), determinou-se a taxa específica de crescimento ( $\mu = 0,270 \text{ h}^{-1}$ ). As curvas de DQO e lodo apresentam comportamento semelhante ao da Figura 5.2 .

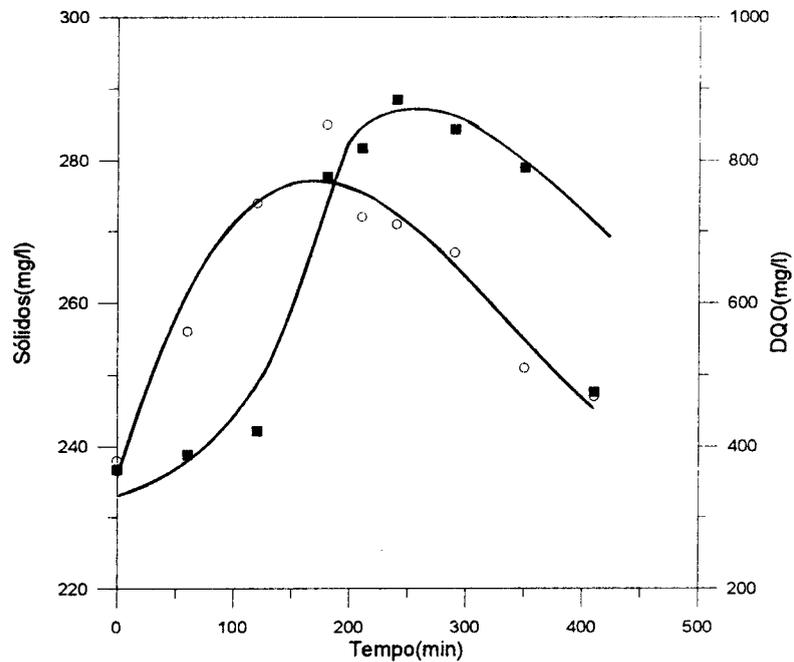


Figura 5.3-Tratamento de água residuária de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 240 \text{ min}$ ,  $Q = 500 \text{ ml/h}$ ,  $V_0 = 2 \text{ litros}$  e  $V_f = 4 \text{ litros}$ ) (o Sólidos, ■ DQO)

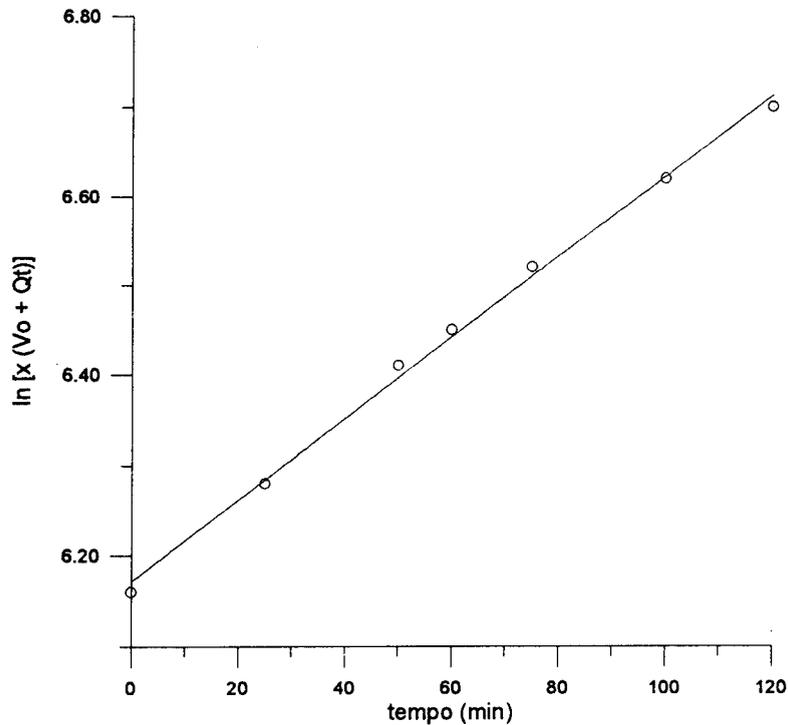


Figura 5.3 (a)- Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 500 \text{ ml/h}$ ,  $\mu = 0,270 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,997$ )

A Figura 5.4 mostra resultados de ensaio de batelada alimentada, para vazão de alimentação de  $380 \text{ ml/h}$ . Como pode-se notar, ocorreu um aumento da concentração celular com o tempo até  $100 \text{ min}$ . Pela Figura 5.4 (a), determinou-se a taxa específica de crescimento ( $\mu = 0,324 \text{ h}^{-1}$ ). A curva de DQO diminuiu, enquanto a massa de lodo aumentou na fase de alimentação, seguindo-se um decréscimo na concentração de lodo e aumento da DQO, aumento este que é devido ao fato de células mortas terem contribuído para tal, na forma de DQO insolúvel, comportamento diferente ao que ocorreu nos ensaios das Figuras 5.2 e 5.3 .

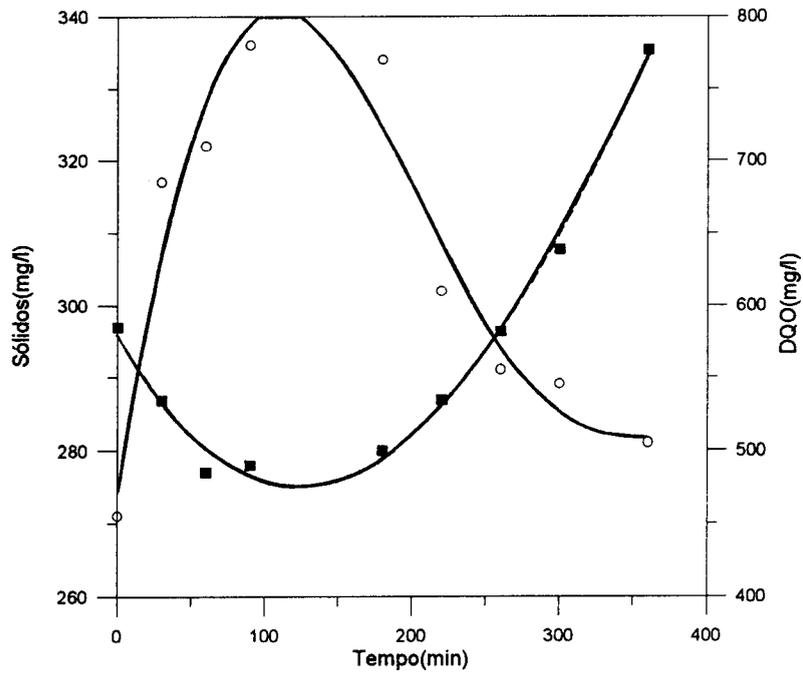


Figura 5.4- Tratamento de água residual de abatedouro avícola por processo de lodo ativado em batelada alimentada ( $t = 260$  min,  $Q = 380$  ml/h,  $V_0 = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

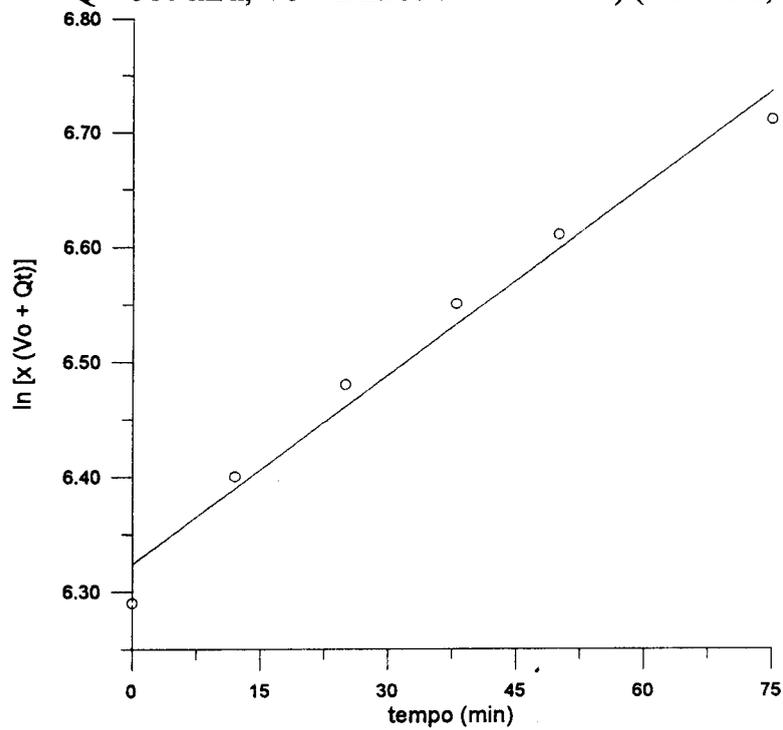


Figura 5.4 (a)- Produção de biomassa no tratamento de resíduo avícola usando reator batelada sequencial ( $Q = 380$  ml/h,  $\mu = 0,324$  h<sup>-1</sup>,  $r^2 = 0,976$ )

Pelas Figuras 5.2, 5.3 e 5.4, observa-se que o decaimento da massa de lodo começou a ocorrer antes do final da alimentação, indicando que o substrato presente no reator somado ao da alimentação, não era suficiente para manter o crescimento das células. Assim, podemos dizer que existe, na fase de crescimento, uma taxa líquida de crescimento específico, isto é, o resultado da soma da taxa específica de crescimento e do coeficiente de morte celular.

Outros resultados experimentais obtidos estão no Apêndice B.

### 5.2.2 COEFICIENTE DE MORTE CELULAR (Kd)

Como pode-se notar na Figura 5.1, batelada simples, ocorre uma queda da concentração celular com o tempo de tratamento. Quando se relaciona  $\ln X$  com o tempo (Figura 5.1(b)) obtém-se uma reta de acordo com o modelo proposto na equação (4.8) e pelo coeficiente angular podemos calcular o coeficiente de morte celular (Kd), obtendo-se  $K_d = 0,036 \text{ h}^{-1}$ .

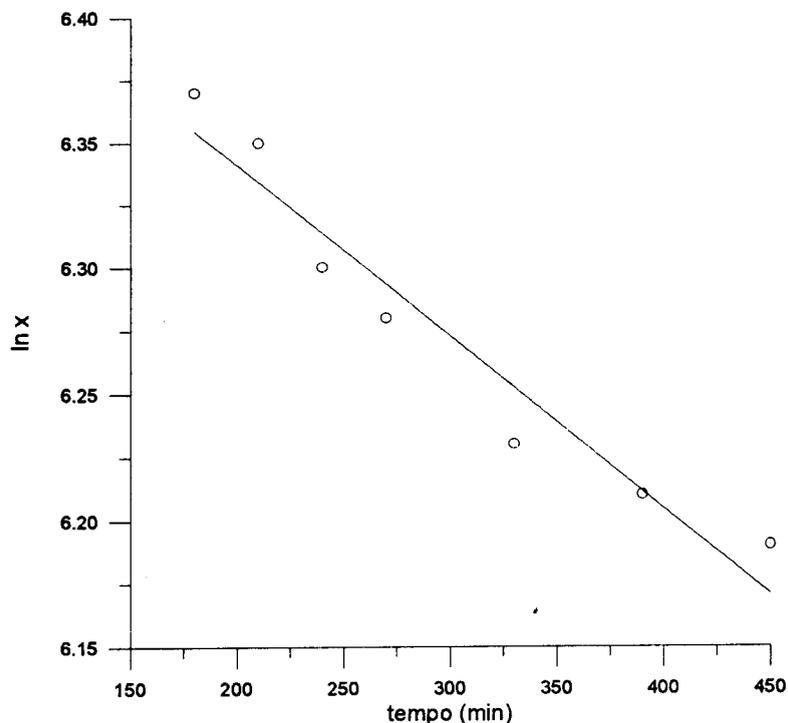


Figura 5.1 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 0$ ,  $K_d = 0,036 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,941$ )

As Figuras 5.2(b), 5.3(b) e 5.4(b) mostram curvas de  $\ln X$  contra o tempo (equação 4.8) para a fase de declínio celular, cuja tangente determinou-se o valor do coeficiente de morte celular ( $K_d$ ). Observa-se por estas figuras (Tabela 5.7) uma grande variação no valor de  $K_d$ , que é consequência da variação de temperatura entre os experimentos e das condições de operação, isto é, durante a fase de enchimento a biomassa consome a fração mais facilmente biodegradável do substrato, restando na fase de reação uma fração de substrato menos biodegradável, em maior ou menor proporção, em função da concentração inicial de sólidos e da vazão de alimentação.

Outros resultados experimentais obtidos estão no Apêndice B.

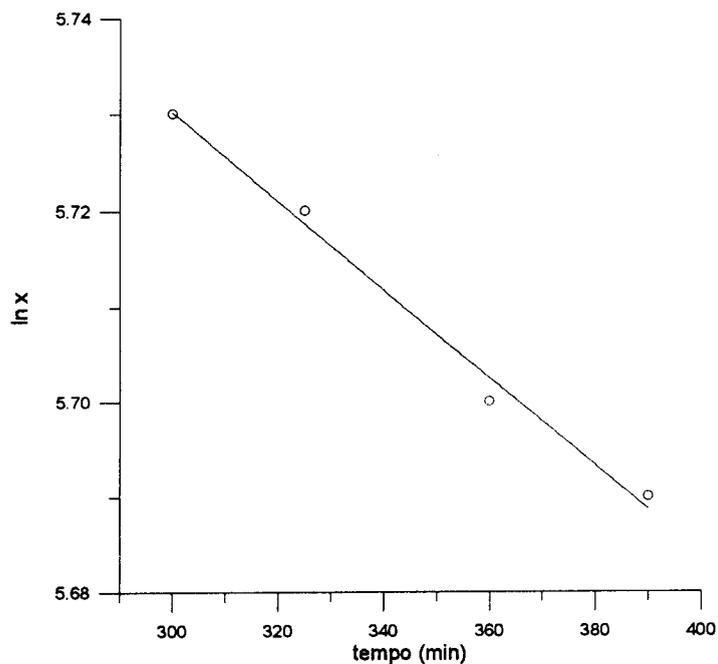


Figura 5.2 (b)-Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 333 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,024 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,991$ )

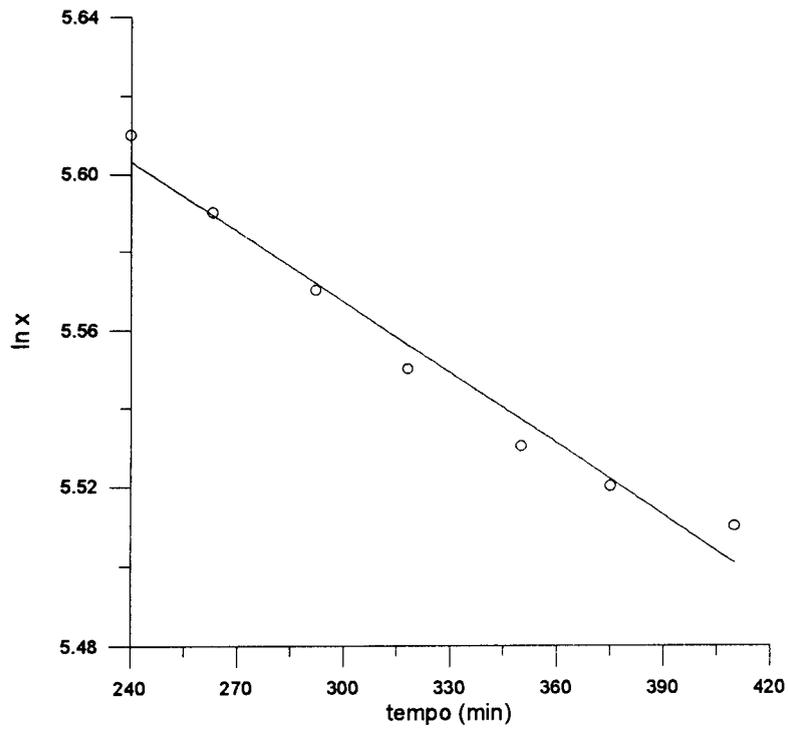


Figura 5.3 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 500 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,036 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,973$ )

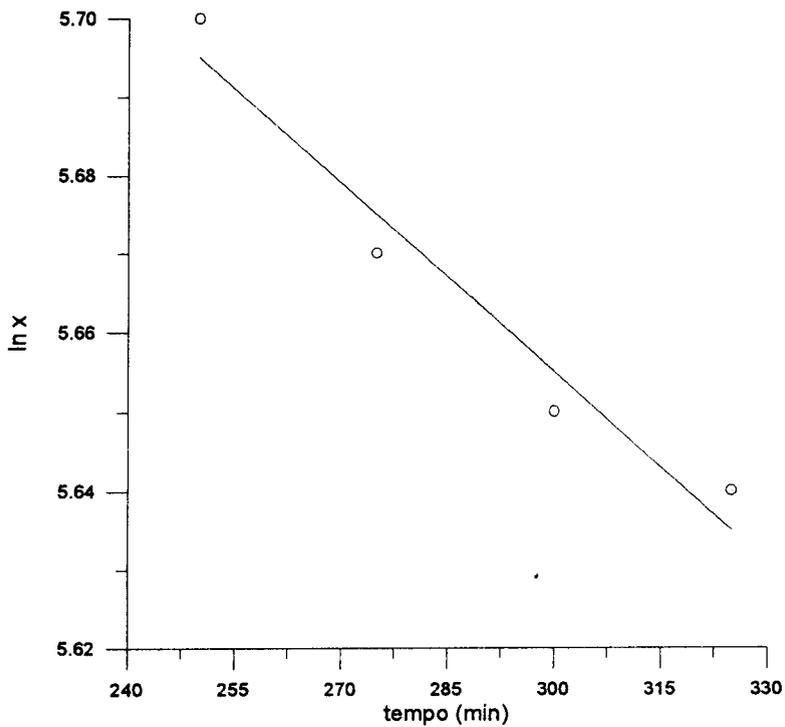


Figura 5.4 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 380 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,042 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,952$ )

### 5.2.3 TAXA ESPECÍFICA DE REAÇÃO (K)

Como os valores de DQO do afluente variaram em torno de 1500 mg/l , o modelo cinético proposto foi de primeira ordem. A Figura 5.1(c) mostra a linearização do modelo cinético de primeira ordem (equação 4.12) e para os experimentos de batelada alimentada deduziu-se a equação (4.16) a partir de um balanço de massa na fase de enchimento do reator, da qual foram obtidas as Figuras 5.2(c), 5.3(c) e 5.4(c). A Figura 5.1(c) mostra que o modelo proposto é adequado para descrever a cinética da reação. Pelas Figuras 5.2(c) a 5.4(c) observa-se que o modelo descreve razoavelmente bem o comportamento experimental. Comparando a Figura 5.2(c) com as 5.3(c) e 5.4(c), nota-se que a inclinação da primeira é positiva, enquanto que a inclinação das outras duas figuras são negativas. Isto ocorreu devido ao fato de que na Figura 5.2 o tempo de alimentação foi longo (360 min) e a curva apresentou declínio a partir do tempo de 120 min, isto é, antes de atingir o volume final de quatro litros. A variação observada na constante da velocidade de remoção de DQO (K), foi parcialmente devido a variação da temperatura (Tabela 5.3). Entre o menor valor de K encontrado a 24°C ( 0,042 h<sup>-1</sup> = 0,0036 l/mg.dia) e o maior valor a 27,5°C (0,246 h<sup>-1</sup> = 0,0207 l/mg.dia) há uma variação de 472%, para a fase de reação e considerando a média da concentração de biomassa.

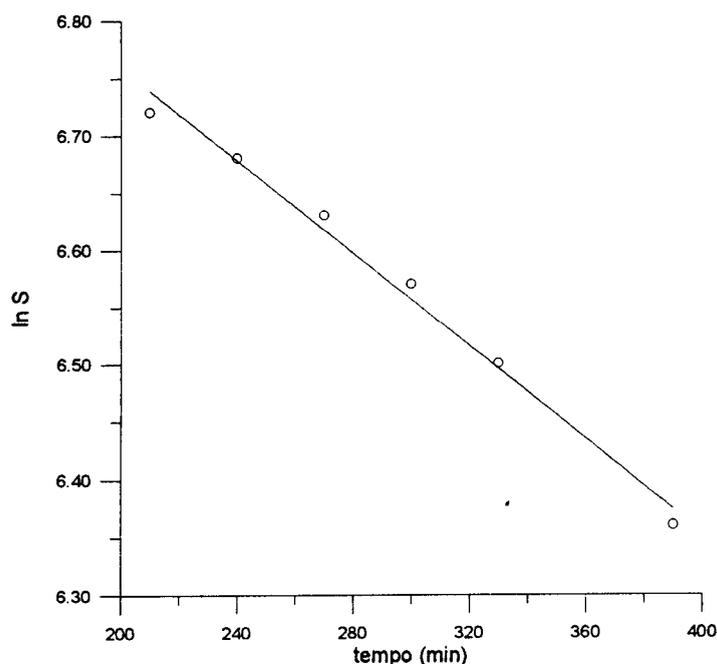


Figura 5.1 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial (Q = 0, K = 0,120 h<sup>-1</sup>, r<sup>2</sup> = 0,989)

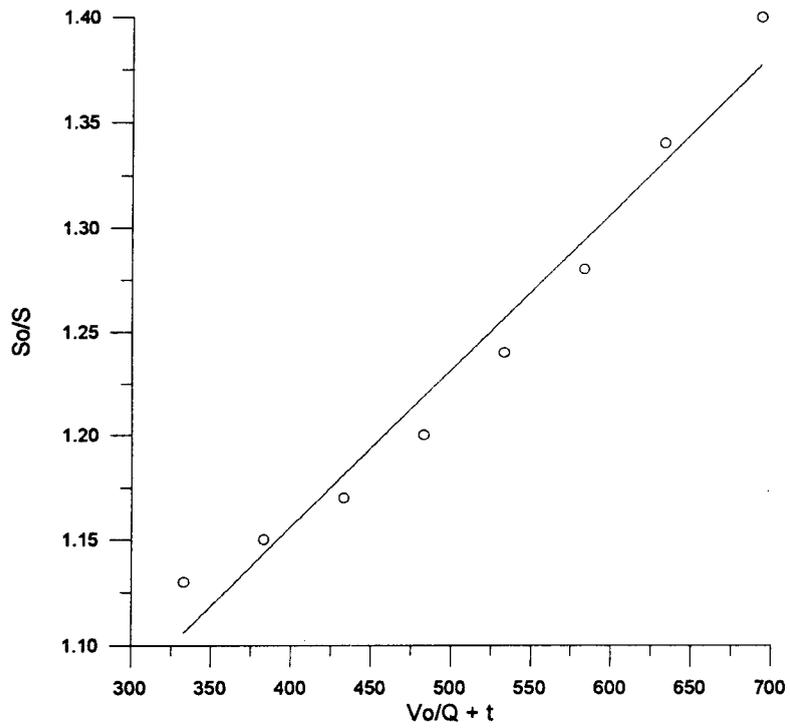


Figura 5.2 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 333 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,042 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,965$ )

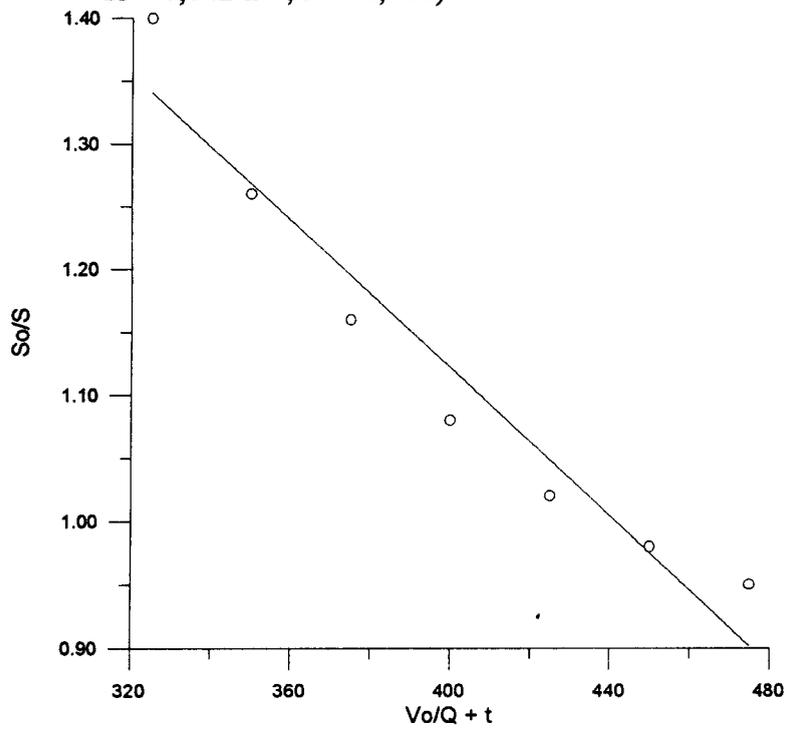


Figura 5.3 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 500 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,174 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,939$ )

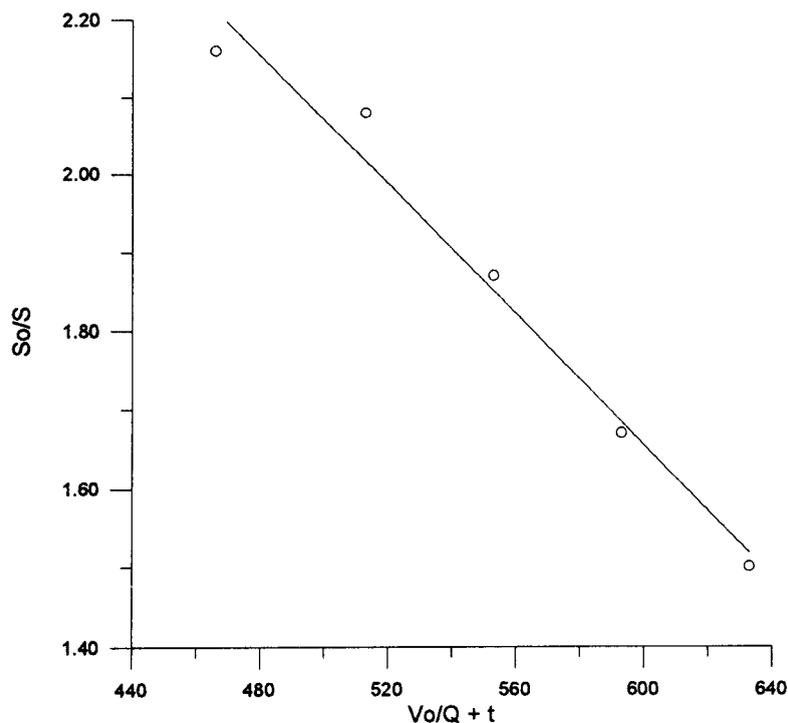


Figura 5.4 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 380 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,246 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,975$ )

LO & LIAO (1990), também observaram o efeito da temperatura na variação de  $k$  ( $k = K/x$ ). Para variação de temperatura de  $10^\circ\text{C}$  a  $35^\circ\text{C}$ , estes autores obtiveram variação de 678%, isto é, o valor de  $k$  variou de  $0,0014 \text{ l/mg.dia}$  a  $0,0109 \text{ l/mg.dia}$ , respectivamente.

As tabelas referentes as Figuras (5.1 a 5.9) e as demais Figuras (5.7 a 5.9) de outros ensaios experimentais realizados estão no Apêndice B.

A Tabela 5.7 resume os principais resultados dos ensaios experimentais realizados. O rendimento do lodo ( $Y$ ) foi calculado pela variação da concentração de biomassa no tempo zero até o ponto de máximo e pela variação da concentração de substrato no mesmo intervalo de tempo. O tempo de retenção hidráulica ( $\theta_h$ ) foi definido como sendo a relação do volume final pela vazão de alimentação. Pela Tabela 5.7 observa-se que os valores obtidos para a taxa específica de reação ( $K$ ) não depende apenas da temperatura e das condições de operação do reator, como em experimentos

contínuos, onde a qualidade e a concentração do substrato mantém-se constante no reator ao longo do tempo. No RBS a qualidade do substrato muda com o tempo, isto é, inicialmente são consumidas as frações facilmente biodegradáveis e as dificilmente biodegradáveis posteriormente, isto ocorreu em consequência da vazão de alimentação e da concentração de lodo. Baixa vazão de alimentação e alta concentração inicial de lodo significa que a fração facilmente biodegradável do substrato foi consumida rapidamente, o que resultou num valor específico de K, enquanto que a situação inversa, isto é, alta vazão de alimentação e baixa concentração inicial de lodo, determinou outro valor para K na fase de enchimento do reator. Assim, a concentração e a qualidade do substrato no final da etapa de enchimento foi determinado pelas condições de operação, e como consequência, o coeficiente de morte celular ( $K_d$ ) apresentou valores variáveis em função da qualidade e concentração do substrato na fase de reação. Portanto, a relação substrato facilmente biodegradável / substrato dificilmente biodegradável determina o valor da constante  $K_d$  na fase de reação.

LO & LIAO (1990), estudaram o tratamento de água residuária de abatedouro avícola usando reator batelada sequencial com tempo de retenção hidráulica em torno de 10 h.

Tabela 5.7- Resumo dos Resultados Experimentais do Processo de Lodo Ativado usando Reator Batelada Sequencial, com  $V_o = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros.

Figura	Q(ml/h)	$\theta$ (h)	$\mu$ ( $h^{-1}$ )	$K_d$ ( $h^{-1}$ )	K( $h^{-1}$ )	T( $^{\circ}$ C)	Y
5.1	-	-	0,114	0,036	0,120	29,0	0,57
5.2	333	12,00	0,324	0,024	0,042	24,0	0,44
5.3	500	8,00	0,270	0,036	0,174	27,0	0,12
5.4	380	10,53	0,324	0,042	0,246	27,5	0,34
5.5	667	6,00	0,366	0,114	0,072	24,5	0,71
5.6	462	8,60	0,276	0,162	0,097	25,5	0,49
*5.7	414	9,66	0,276	0,126	0,144	26,0	0,51
*5.8	667	6,00	0,432	0,138	0,096	25,0	0,74
*5.9	308	13,00	0,588	0,078	0,204	26,5	0,71

\* As figuras encontram-se no Apêndice B.

Comparando as Figuras 5.2 e 5.5, observa-se que ambas exibem comportamento semelhante entre as curvas de crescimento de lodo e de remoção de DQO. O ponto de máximo da curva de concentração de lodo, em ambos os casos ocorreu antes do final da alimentação, o mesmo acontecendo com a curva de DQO no experimento da Figura 5.2, mas no caso da Figura 5.5 o valor máximo da concentração de DQO ocorreu antes do final do enchimento do reator. Tratando-se de um substrato natural, que contém frações facilmente e dificilmente biodegradáveis, estes resultados mostram que inicialmente a velocidade de crescimento de lodo, que não era limitado pelo oxigênio, era grande e mesmo antes de ser completado o volume final a curva de DQO começou a declinar. Nos dois casos, o declínio da curva de crescimento celular antes de completar o volume final, mostra que pode ter ocorrido consumo rápido da fração facilmente biodegradável do substrato, não sendo a alimentação suficiente para manter a mesma taxa de crescimento, o que certamente causou redução da taxa de crescimento e morte celular de parte do lodo constituído de microorganismos mais adaptados a consumirem a fração facilmente biodegradável do substrato. O declínio da curva de DQO após o pico de concentração máxima e término da alimentação, mostra que parte da microflora continua ativa consumindo outras frações de substrato. Comparando estas figuras com a Figura 5.6, cuja alimentação foi de 462 ml/h e concentração inicial de lodo em torno de 220 mg/l, observa-se que a curva de crescimento celular não apresenta declínio, enquanto que a máxima concentração de DQO ocorreu antes do final da alimentação, indicando que a fração mais biodegradável do substrato foi suficiente para manter o crescimento da biomassa até o final do experimento, sendo o valor final de concentração de DQO próximo ao valor inicial.

Estes fatos mostram que, em função da remoção de DQO desejada e vazão de alimentação, a concentração inicial de lodo deve ser mantida dentro de um valor adequado. Se a concentração inicial de lodo for pequena o tempo do ciclo será longo, o que certamente causará dificuldades na prática, se este reator for utilizado para tratar correntes contínuas, como é o caso de águas residuárias urbanas ( ciclo de 24 h), se não houver um reator extra à espera de tais imprevistos. Por outro lado, alta concentração inicial de lodo reduzirá o tempo de tratamento, o que exigirá monitoramento do processo, pois se o tempo for longo, grande parte do lodo entrará em respiração endógena e conseqüentemente declínio celular, o que poderá resultar em baixa eficiência de remoção de DQO.

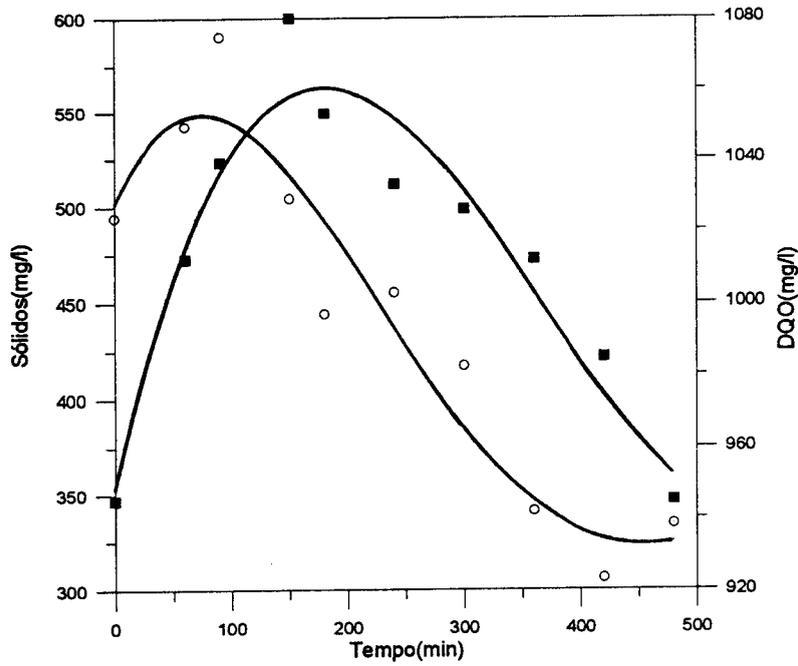


Figura 5.5- Tratamento de Água Residuária de Abatedouro Avícola por Processo de Lodo Ativado em Batelada Alimentada ( $t = 180$  min,  $Q = 667$  ml/h,  $V_o = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

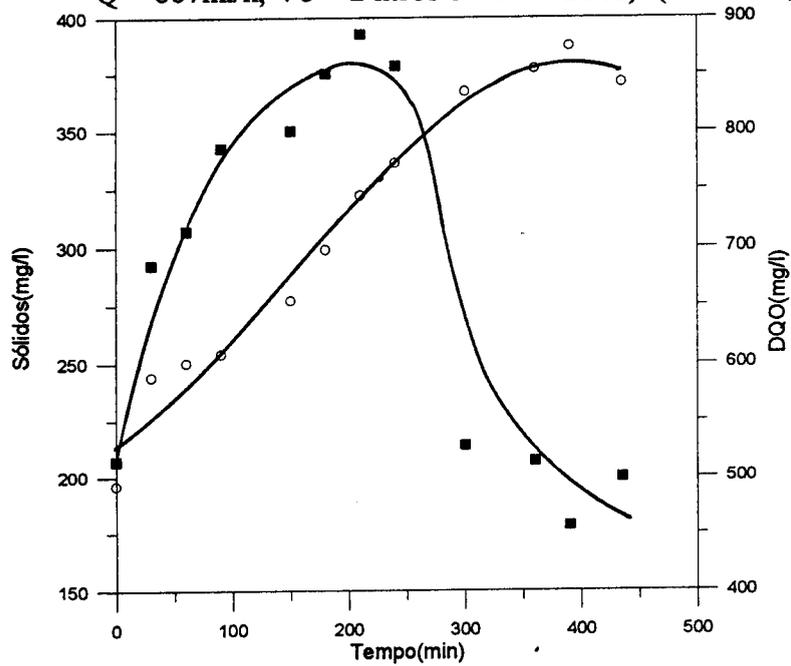


Figura 5.6- Tratamento de Água Residuária de Abatedouro Avícola por Processo de Lodo Ativado em Batelada Alimentada ( $t = 240$  min,  $Q = 462$  ml/h,  $V_o = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

### 5.3 DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO DO LODO (v)

Com os resultados obtidos no laboratório, construiu-se o gráfico da Figura 5.7 e aplicou-se o método gráfico de Talmadge & Fitch, assim determinou-se a velocidade de sedimentação do lodo através da equação (4.18). Foram feitas várias determinações da velocidade de sedimentação do lodo, o valor médio encontrado foi  $v = 0,38 \text{ cm/min}$  com concentração celular média de  $2000 \text{ mg/l}$ . Pode-se verificar que o valor obtido está dentro do encontrado na literatura (METCALF & EDDY, 1991).

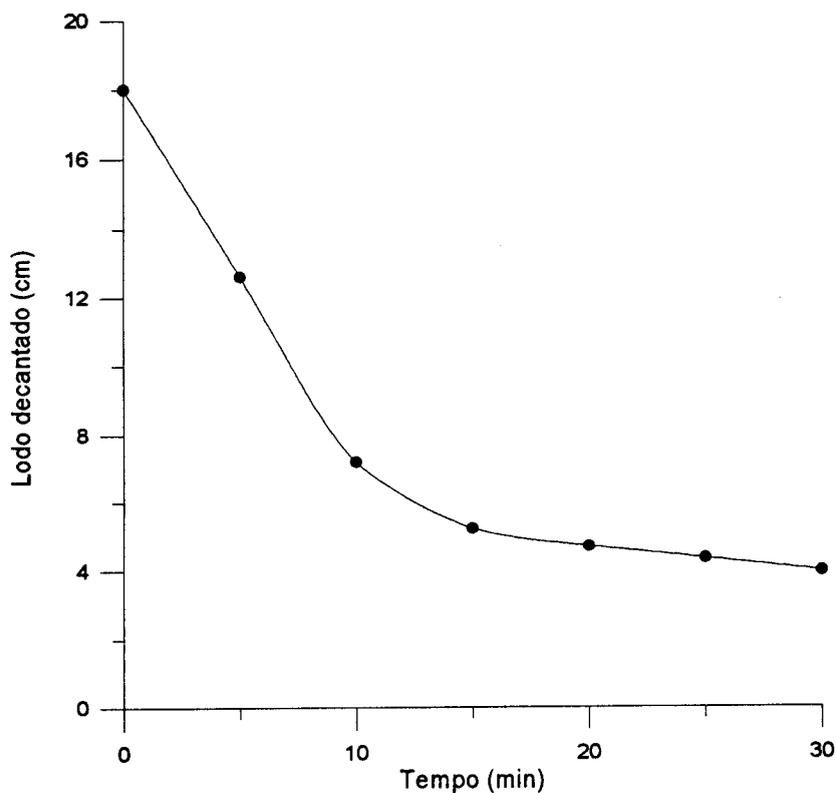


Figura 5.7- Sedimentação do lodo ( $v = 0,38 \text{ cm/min}$  e concentração celular média de  $2000 \text{ mg/l}$ )

## 6. CONCLUSÕES

1) É possível tratar água residuária de abatedouro avícola por lodo ativado em reator batelada sequencial, atingindo eficiência na remoção de DQO em torno de 90%.

2) No tratamento de água residuária de abatedouro avícola em reator batelada sequencial, a concentração de biomassa aumenta até um valor máximo, reduzindo-se a partir deste valor.

3) O coeficiente de morte celular, determinado na fase de decaimento da concentração de biomassa, teve valor elevado em relação aos processos de lodo ativado contínuo convencional.

4) A taxa específica de crescimento de biomassa, determinada na fase de enchimento do reator batelada sequencial, é função do volume ( $V = V_0 + Q.t$ ).

5) O valor da constante de velocidade de remoção de DQO é função da temperatura.

## **7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

- 1) Estudar a cinética de decaimento celular na fase de reação.
- 2) Estudar a cinética de remoção de DQO na fase de alimentação, utilizando outros modelos cinéticos.
- 3) Estudar os processos de nitrificação e desnitrificação usando reator batelada sequencial.

## 8.REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AIBA, S.; HUMPHREY, A.E. & MILLIS, N.F. Biochemical Engineering, 2ª ed. Tokyo: University of Tokyo Press, 1973. 434 p.
- ALLEMAN, J.E. & IRVINE, R.L. Storage-induced denitrification using SBR operation. Water Research, 14 (10): 1483-1488, 1980.
- BAILEY, J.E. & OLLIS, D.F. Biochemical Engineering Fundamental, New York: McGRAW-HILL, 1977. 753 p.
- BORTONE, G.; GEMELLI, S.; RAMBALDI, A. & TILCHE, A. Nitrification, denitrification and biological phosphate removal in SBRs treating piggery wastewater. Water Science and Technology, 26 (5-6): 977-985, 1992.
- BOYCE, W. E. & DIPRIMA, R. C. Equações Diferenciais Elementares e Problemas de Valores de Contorno, 3ª ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois S. A., 1979. 587 p.
- BRAILE, P.M. & CAVALCANTI, J.E.W.A. Manual de Tratamento de Águas Residuárias Industriais. São Paulo: CETESB, 1979. 764p.
- BRENNER, A.; CHOZICK, R. & IRVINE, R.L. Treatment of a high-strength mixed phenolic waste in a SBR. Water Environment Research, 64 (2): 128-133, 1992.
- COMPASSI, M. K. Efluentes Urbanos e Industriais: Enfoque Curtumes. Rio Grande do Sul, 1991. 101 p.
- DAGUE,R.R.; HABBEN,C.E.& PIDAPARTI, S.R. Initial studies on the anaerobic sequencing batch reactor. Water Science and Technology, 26 (9-11): 2429-2432, 1992.

- DAIGGER, G.T.; NORTON, L.E.; WATSON, R.S.; CRAWFORD, D. & SIEGER, R.B. Process and kinetic analysis of nitrification in coupled trickling filter/activated sludge processes. Water Environment Research, **65** (6): 750-758, 1993.
- DART, M.C. Treatment of wastewaters from the meat industry. Process Biochemistry, **9** (6): 11-14, 1974.
- DENNIS, R.W. & IRVINE, R.L. Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. Journal Water Pollution Control Federation, **51** (2): 255-263, 1979.
- ELLIS, T.G.; SOULSBY, M.R. & HARPER, P.C. Selection and design of sequencing batch reactors for treatment capacity expansion in Abu Dhabi. Water Science and Technology, **26** (5-6): 1105-1114, 1992.
- FANG, H.H.P.; YEONG, C.L.Y.; BOOK, K.M. & CHIU, C.M. Removal of COD and nitrogen in wastewater using SBR with fibrous packing. Water Science and Technology, **28** (7): 125-131, 1993.
- FARMER, J.K. Wastewater treatment technologies. Pollution Engineering, **23** (9): 66-70, 1991.
- FERNANDES, L.; McKYES, E.; WARITH, M. & BARRINGTON, S. Treatment of liquid swine manure in the sequencing batch reactor under aerobic and anoxic conditions. Canadian Agricultural Engineering, **33** (2): 373-379, 1991.
- FERNANDES, L.; KENNEDY, K.J. & NING, Z. Dynamic modelling of substrate degradation in SB anaerobic reactors (SBAR). Water Research, **27** (11): 1619-1628, 1993.

- FERRAZ, A.O.; GOBBI, E.F.; GAMA, A.F.S. & RUSSO, C. Modelo matemático do reator batelada sequencial-Parte 1: Nitrificação. Revista Brasileira de Engenharia, 11 (1): 7-16, 1994.
- FERRER, A. & ERICKSON, L.E. Data consistency, yield, maintenance, and histeresis in batch cultures of *Candida lipolytica* cultured on n-hexadecane. Biotechnology and Bioengineering, 22: 421-450, 1980.
- FORESTI, E.; CAMPOS, J.R. & DI BERNARDO, L. Águas residuárias de abatedouro de aves: origem, caracterização e tratamento. 9º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária. Belo Horizonte, M.G. 1977.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L. & ANDERSEN, L. B. Princípios das Operações Unitárias, 2ª ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982. 670 p.
- GORONSZY, M. C. & BARNES, D. Sequentially operated biological systems for bulking sludge control. Process Biochemistry, 15 (7): 42-48, 1980.
- HADJINICOLAOU, J. Evaluation of a controlled condition in a sequencing batch reactor pilot plant operation for treatment of slaughterhouse wastewater. Canadian Agricultural Engineering, 31 (2): 249-264, 1989.
- HAUSER, J.R. & HILLS, D.J. Eggs washing wastewater characterization and treatability. Poultry Science, 60 (5): 961-968, 1981.
- HENZE, M. Capabilities of biological nitrogen removal processes from wastewater. Water Science and Technology, 23 (4-6): 669-679, 1991.
- HOEPKER, E.C. & SCHROEDER, E.D. The effect of loading rate on batch-activated sludge effluent quality. Journal Water Pollution Control Federation, 51 (2): 264-273, 1979.

- HOKKA, C. O. Estudo Cinético de Tratamento de Águas Residuárias de Abatedouro Avícola por Processo de Lodo Ativado. Campinas, 1984. 106 p. (Tese de doutorado- Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola).
- IMURA, M.; SUZUKI, E.; KITAO, T. & IWAI, S. Advanced treatment of domestic wastewater using sequencing batch reactor activated sludge process. Water Science and Technology, 28 (10): 267-274, 1993.
- IRVINE, R.L.; KETCHUM, L.H.; ARORA, M.L. Jr. & BARTH, E.F. An organic loading study of full-scale SBRs. Journal Water Pollution Control Federation, 57 (8): 847-853, 1985.
- IRVINE, R.L. & BUSCH, A.W. Sequencing batch biological reactors-an overview. Journal Water Pollution Control Federation, 51 (2): 235-243, 1979.
- JAAR, M.A.A. & WILDERER, P.A. Granular activated carbon SB biofilm R to treat problematic wastewater. Water Science and Technology, 26 (5-6): 1195-1203, 1992.
- KAMBER, D.M. & WHANG, J.S. Design of a SB activated sludge treatment (SBAST) plant for rural communities. Aiche Symposium Series, 197 (76): 278-287, 1980.
- KAMIYAMA, H. & TSUTIYA, M.T. Lodo Ativado por Batelada: um processo econômico para o tratamento de esgotos em estações de grande porte. Revista DAE - SABESP, (165): 1-7, 1992.
- KAMIYAMA, H. Lodo Ativado por Batelada (LAB): suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de médio e pequeno porte (parte 1). Revista DAE - SABESP, 49 (157): 218-221, 1989.

KAMIYAMA, H. Lodo Ativado por Batelada (LAB): suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de médio e pequeno porte (parte 2). Revista DAE - SABESP, (159): 1-4, 1990.

LEWANDOWSKI, G.A. & BALZIS, B.C. Analysis of SB bioreactors in large-scale denitrifying applications. Chemical Engineering Science, 47 (9-11): 2389-2394, 1992.

LIAO, P.H. & LO, K.V. Treatment of poultry processing wastewater by an extended aeration process. Canadian Agricultural Engineering, 34 (1): 111-113, 1992.

LO, K.V.; LIAO, P.H. & Van KLEECK, R.J. Full-scale sequencing batch reactor treatment of dilute swine wastewater. Canadian Agricultural Engineering, 33 (1): 193-195, 1991.

LO, K.V. & LIAO, P.H. Treatment of poultry processing wastewater using sequencing batch reactors. Canadian Agricultural Engineering, 32 (2): 299-302, 1990.

MARKLUND, S. Cold climate SBR biological phosphorus removal. Water Science and Technology, 28 (10): 275-282, 1993.

MARSON, H.W. & POS, J. The treatment and costs of effluents from poultry and pig abattoirs. Process Biochemistry, 13 (10): 18-24, 1978.

METCALF & EDDY. Wastewater Engineering, 3<sup>a</sup> ed. New York: McGRAW Hill, 1991. 1334 p.

NAKAZAWA, H. & TANAKA, K. Kinetic model of sequencing batch activated sludge process for municipal wastewater treatment. Water Science and Technology, 23 (4-6): 1097-1106, 1991.

- NAKHLA, G.F.; AL-HARAZIN, I.M. & FAROOQ, S. Organic loading effects on the treatment of phenolic wastewaters by SBR. Water Environment Research, **65** (5): 686-689, 1993.
- NG, W.J.; SIM, T.S.; ONG, S.L.; NG, K.Y.; RAMASAMY, M. & TAN, K.N. Efficiency of SBR in the removal of selected microorganisms from domestic sewage. Water Research, **27** (10): 1591-1600, 1993.
- NORCROSS, K.L. Sequencing Batch Reactors - an overview. Water Science and Technology, **26** (9-11): 2523-2526, 1992.
- OKADA, M.; MURAKAMI, A.; LIN, C.K.; UENO, Y. & OKUBO, T. Population dynamics of bacteria for phosphorus removal in SBR activated sludge processes. Water Science and Technology, **23**: 755-763, 1991.
- OLES, J. & WILDERER, P.A. Computer aided design of sequencing batch reactors based on the IAWPRC activated sludge model. Water Science and Technology, **23** (4-6): 1087-1095, 1991.
- PEAVY, H.S.; ROWE, D.R. & TCHOBANOGLOUS, G. Environmental Engineering. New York: McGRAW-Hill, 1985. 699p.
- RAMALHO, R.S. Introduction to Wastewater Treatment Processes, 2<sup>a</sup> ed. New York: Academic Press, 1983. 580 p.
- RUSSELL, J.B. Química Geral. New York: McGRAW-Hill, 1982. 897p.
- SANT'ANNA Jr, G.L. & RUSSO, C. Estudo cinético do processo de lodo ativado. Revista Brasileira de Tecnologia, **7**: 317-325, 1976.
- SHIN, H.-S. & JUN, H.-B. Development of excess phosphorus removal characteristics in a sequencing batch reactor. Water Science and Technology, **25** (4-5): 433-440, 1992.

SIEGEL, M.H.; BRENNER, A.; MERCHUK, J.C. & FRIEDMAN, M. Gas hold-up, mass transfer, and treatment efficiency of an upflow sludge blanket SB air- lift R for the treatment of high strength domestic wastewaters. Trans I Chem E, 72: 35-41, 1994.

SILVA, M.O.S. Análises Físico-Químicas para Controle das Estações de Tratamento de Esgotos. São Paulo: CETESB, 1977. 225 p.

SILVERSTEIN, J. & SCHROEDER, E.D. Performance of SBR activated sludge processes with nitrification / denitrification. Journal Water Pollution Control Federation, 55 (4): 377-384, 1983.

SINGH, S.P.; WESLEY, R.L. & BUDD, E.A. Characteristics of poultry processing effluent. Poultry Science, 52 (4): 1478-1481, 1973.

SPIEGEL, M. R. Manual de Fórmulas e Tabelas Matemáticas, 2<sup>a</sup> ed. São Paulo: McGRAW-Hill, 1973. 270 p.

TAM, P.C.; LO, K.V. & BULLEY, N.R. Treatment of milking center waste using sequencing batch reactors. Canadian Agricultural Engineering, 28 (2): 125-130, 1986.

VUORIRANTA, P.; MARIAM, D.H. & KAUTIA, E. Organic carbon and nitrogen removal from wastewaters of single houses and small separate establishments using a simple SBR. Water Science and Technology, 28 (10): 243-249, 1993.

WANNER, J. Comparison of biocenoses from continuous and SBR. Water Science and Technology, 25 (6): 239-249, 1992.

WHITEHEAD, W.K. Activated sludge treatment of poultry processing wastewater. Poultry Science, 57 (2): 433-438, 1978.

## APÊNDICE

## APÊNDICE A

**Tabela 5.8-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS**

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,0h)	T = 23°C
reação (5,0h)	pH = 6,8
sedimentação (0,5h)	Q = 1000 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 1470 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 670 mg/l
total (7,6h)	STo = 2700 mg/l
	ST = 920 mg/l
	SFo = 1230 mg/l
	SF = 250 mg/l
	So = 714 mg/l
	S = 230 mg/l
	$\eta = 68 \%$

**Tabela 5.9-Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS**

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,5h)	T = 27°C
reação (4,0h)	pH = 6,5
sedimentação (0,5h)	Q = 790 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 2800 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 750 mg/l
total (7,1h)	STo = 3500 mg/l
	ST = 1050 mg/l
	SFo = 700 mg/l
	SF = 300 mg/l
	So = 1421 mg/l
	S = 48 mg/l
	$\eta = 97 \%$

Tabela 5.10 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,5h)	T = 28°C
reação (20,6h)	pH = 6,5
sedimentação (0,5h)	Q = 800 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 1950 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 670 mg/l
total (23,7h)	STo = 2400 mg/l
	ST = 900 mg/l
	SFo = 450 mg/l
	SF = 230 mg/l
	So = 545 mg/l
	S = 50 mg/l
	$\eta = 91 \%$

Tabela 5.11 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (3,3h)	T = 24°C
reação (2,0h)	pH = 6,3
sedimentação (0,5h)	Q = 600 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 3560 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 630 mg/l
total (5,9h)	STo = 4220 mg/l
	ST = 930 mg/l
	SFo = 660 mg/l
	SF = 300 mg/l
	So = 1500 mg/l
	S = 377 mg/l
	$\eta = 75 \%$

Tabela 5.12 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (3,0h)	T = 24°C
reação (21,0h)	pH = 6,7
sedimentação (0,5h)	Q = 650 ml/h
descarga (0,1h)	SV <sub>o</sub> = 3870 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 300 mg/l
total (24,6h)	ST <sub>o</sub> = 4440 mg/l
	ST = 530 mg/l
	SF <sub>o</sub> = 570 mg/l
	SF = 230 mg/l
	So = 1500 mg/l
	S = 396 mg/l
	η = 74 %

Tabela 5.13 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,5h)	T = 27°C
reação (21,5h)	pH = 6,3
sedimentação (0,5h)	Q = 800 ml/h
descarga (0,1h)	SV <sub>o</sub> = 2600 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 750 mg/l
total (24,6h)	ST <sub>o</sub> = 3700 mg/l
	ST = 990 mg/l
	SF <sub>o</sub> = 1100 mg/l
	SF = 240 mg/l
	So = 1225 mg/l
	S = 250 mg/l
	η = 80 %

Tabela 5.14 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (4,25h)	T = 27°C
reação (23,0h)	pH = 6,5
sedimentação (0,5h)	Q = 470 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 760 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 670 mg/l
total (27,85h)	STo = 1080 mg/l
	ST = 880 mg/l
	SFo = 320 mg/l
	SF = 210 mg/l
	So = 971 mg/l
	S = 146 mg/l
	$\eta = 85 \%$

Tabela 5.15 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (2,5h)	T = 24°C
reação (21,2h)	pH = 6,5
sedimentação (0,5h)	Q = 800 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 1070 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 660 mg/l
total (24,3h)	STo = 1280 mg/l
	ST = 900 mg/l
	SFo = 210 mg/l
	SF = 240 mg/l
	So = 714 mg/l
	S = 429 mg/l
	$\eta = 55 \%$

Tabela 5.16 Eficiência do Tratamento de Efluente Avícola por RBS

ETAPAS	PARÂMETROS
alimentação com aeração (6,25h)	T = 24°C
reação (4,3h)	pH = 6,5
sedimentação (0,5h)	Q = 320 ml/h
descarga (0,1h)	SVo = 1270 mg/l
repouso (0,0h)	SV = 600 mg/l
total (11,15h)	STo = 1350 mg/l
	ST = 650 mg/l
	SFo = 80 mg/l
	SF = 50 mg/l
	So = 1000 mg/l
	S = 200 mg/l
	$\eta = 80 \%$

## APÊNDICE B

Tabela 5.1- Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (Q = 0)

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	412	625
30	501	833
60	512	845
120	565	902
180	577	916
240	544	763
270	534	736
330	509	694
390	499	625
450	492	486

Tabela 5.2- Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 360 min, Q = 333 ml/h)

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	339	777
30	379	631
60	384	669
150	377	728
180	364	679
240		319
300	312	582
360	307	570
390	286	550
420	292	534
480	256	485

Tabela 5.3 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 240 min, Q = 500 ml/h)

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	238	368
60	256	389
120	274	422
180	285	777
210	272	817
240	271	885
290	267	844
350	251	790
410	247	477

Tabela 5.4 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 260 min, Q = 380 ml/h)

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	271	585
30	317	534
60	322	485
90	336	490
180	334	500
220	302	534
260	291	582
300	289	639
360	281	777

Tabela 5.5 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 180 min, Q = 667 ml/h)

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	494	945
60	542	1012
90	590	1039
150	504	1080
180	444	1053
240	455	1033
300	417	1026
360	341	1012
420	306	985
480	334	945

**Tabela 5.6 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 240 min, Q = 462 ml/h)**

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	196	514
30	244	685
60	250	714
90	254	785
150	277	800
180	299	850
210	322	885
240	336	857
300	367	528
360	377	514
390	387	457
435	371	500

**Tabela 5.7 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 240 min, Q = 414 ml/h)**

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	459	742
30	492	769
60	514	800
90	567	841
180	525	792
210	467	742
240	469	643
300	399	742
360	361	841
420	331	594
480	306	445

**Tabela 5.8 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 180 min, Q = 667 ml/h)**

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	399	991
60	446	1127
90	474	1220
150	539	1331
180	510	1290
210	477	1195
250	429	1249
280	426	1263
340	317	1358
400	331	1304
460	314	1141

**Tabela 5.9 - Tratamento de água residuária avícola por processo de lodo ativado usando RBS (t = 390 min, Q = 308 ml/h)**

Tempo (min)	Sólidos (mg/l)	DQO (mg/l)
0	469	534
30	587	582
60	604	631
90	582	679
150	512	728
210	416	639
270	404	534
330	382	485
390	344	437
450	332	437
540	331	340

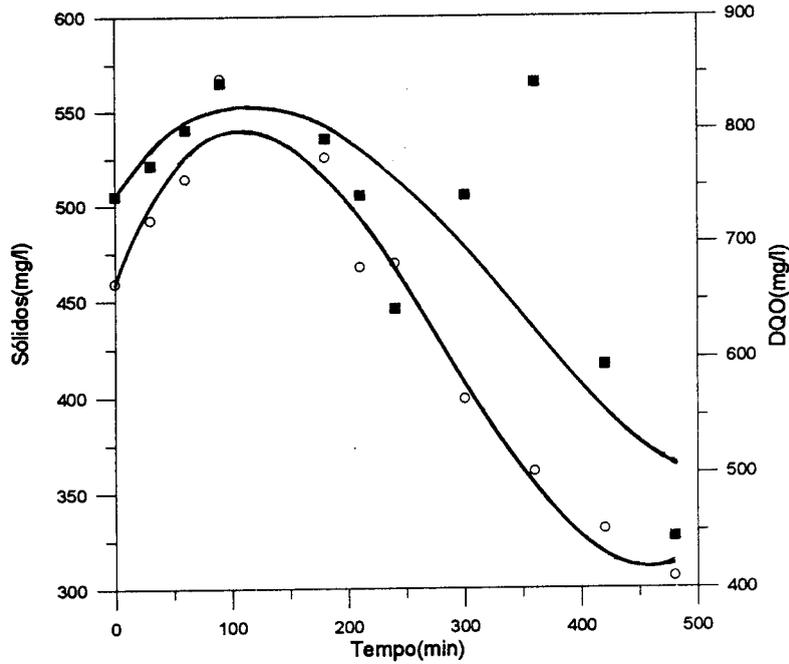


Figura 5.7- Tratamento de Água Residuária de Abatedouro Avícola por Processo de Lodo Ativado em Batelada Alimentada ( $t = 240$  min,  $Q = 414$  ml/h,  $V_o = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

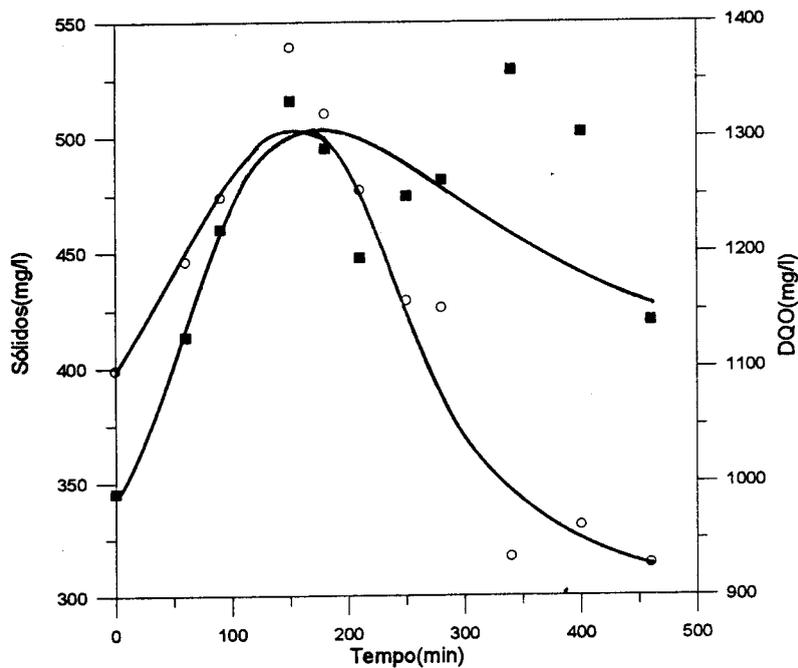


Figura 5.8- Tratamento de Água Residuária de Abatedouro Avícola por Processo de Lodo Ativado em Batelada Alimentada ( $t = 180$  min,  $Q = 667$  ml/h,  $V_o = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

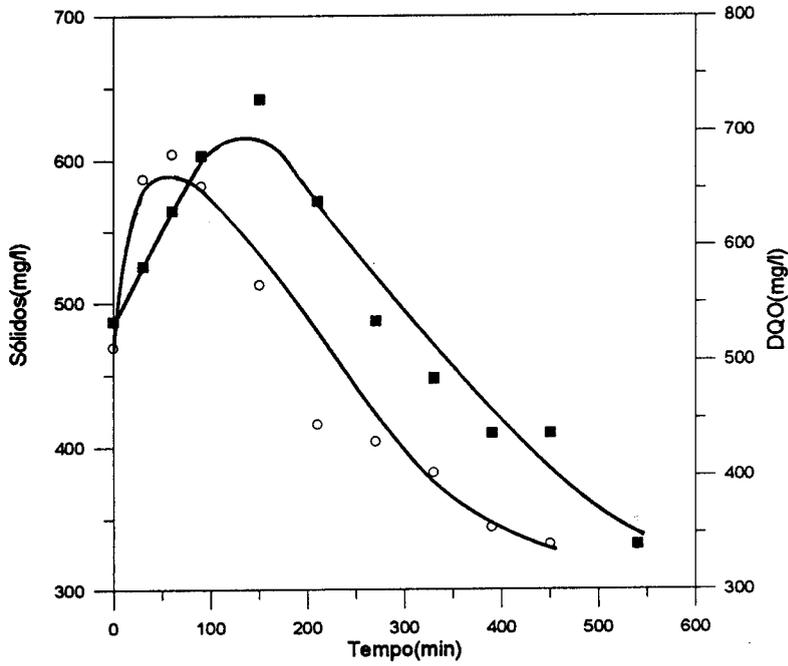


Figura 5.9- Tratamento de Água Residuária de Abatedouro Avícola por Processo de Lodo Ativado em Batelada Alimentada ( $t = 390$  min,  $Q = 308$  ml/h,  $V_0 = 2$  litros e  $V_f = 4$  litros) (o Sólidos, ■ DQO)

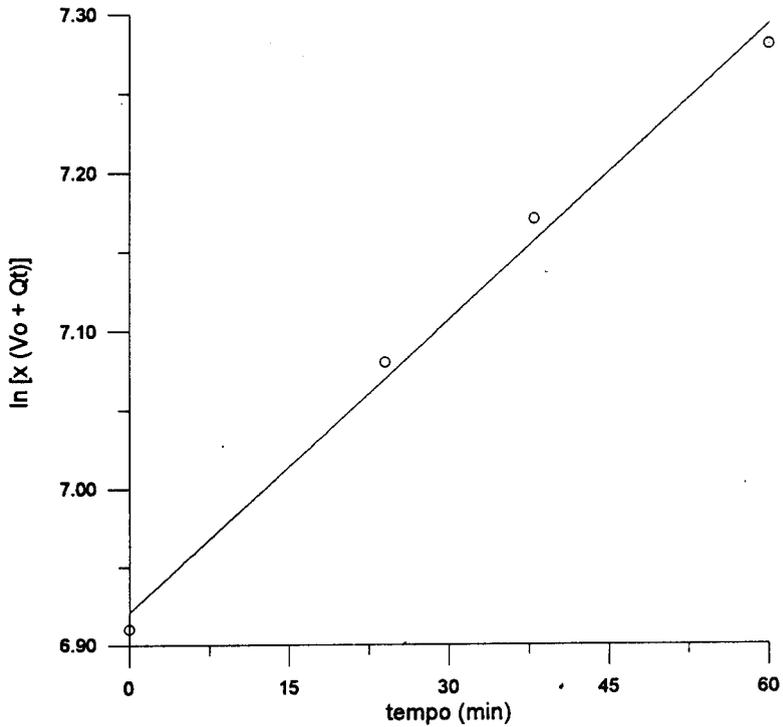


Figura 5.5 (a)- Produção de Biomassa no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 667$  ml/h,  $\mu = 0,366$  h<sup>-1</sup>,  $r^2 = 0,992$ )

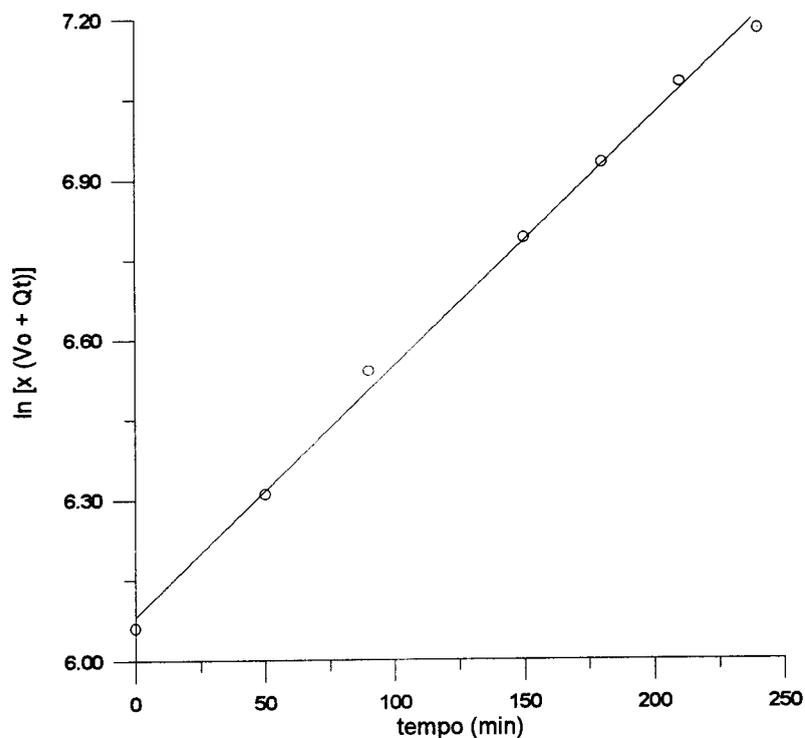


Figura 5.6 (a)- Produção de Biomassa no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 462 \text{ ml/h}$ ,  $\mu = 0,276 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,997$ )

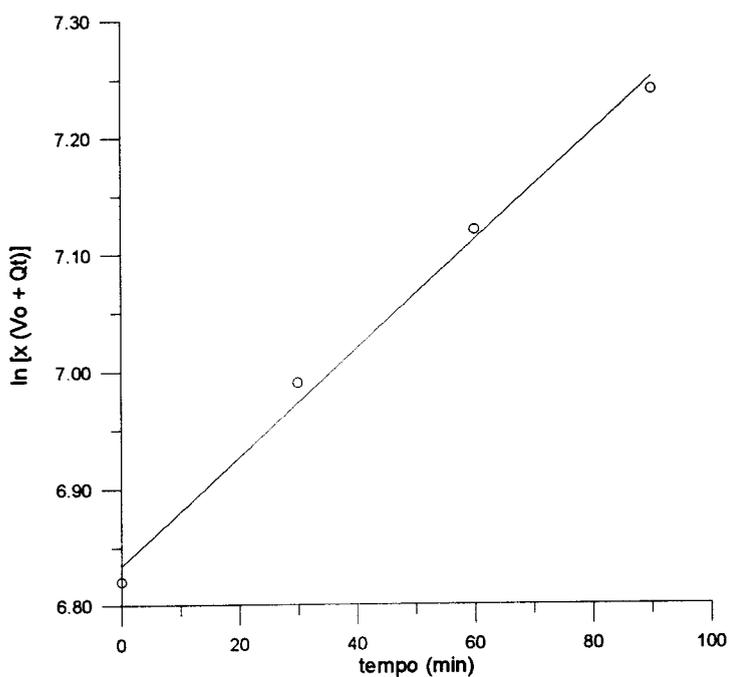


Figura 5.7 (a)- Produção de Biomassa no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 414 \text{ ml/h}$ ,  $\mu = 0,276 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,993$ )

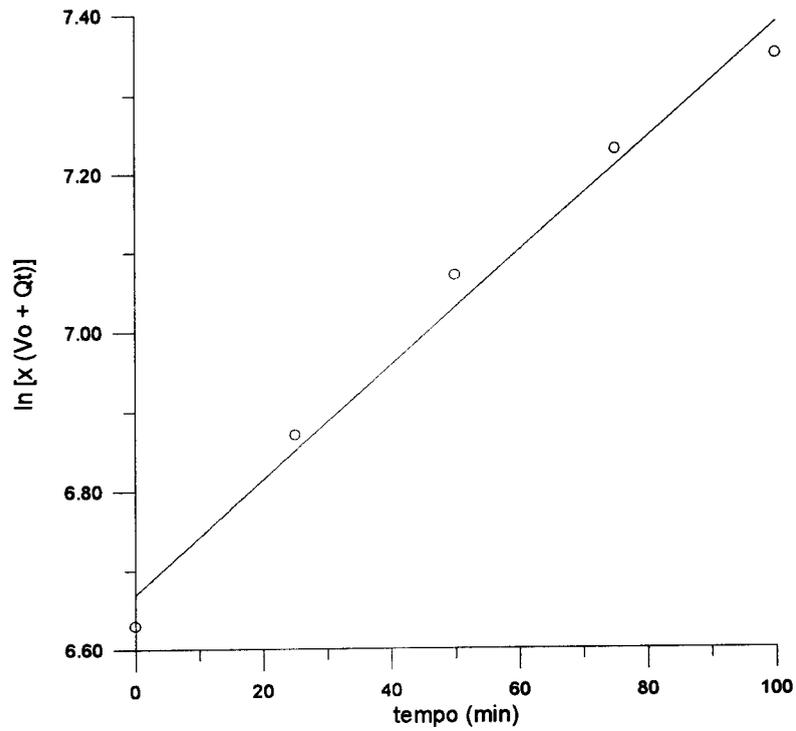


Figura 5.8 (a)- Produção de Biomassa no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 667 \text{ ml/h}$ ,  $\mu = 0,432 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,983$ )

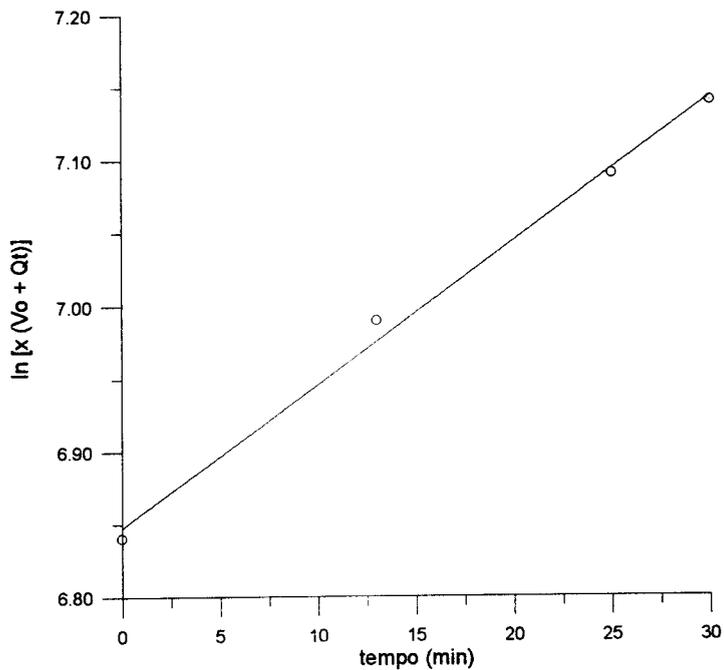
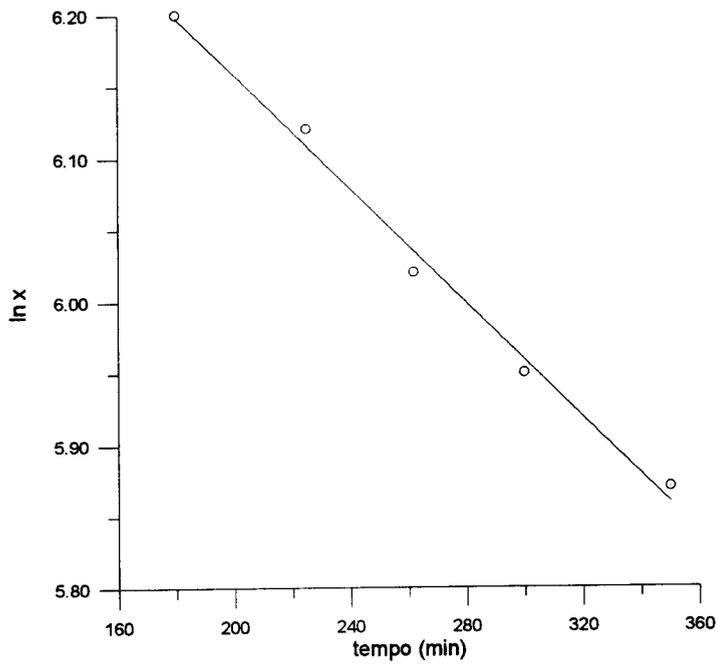
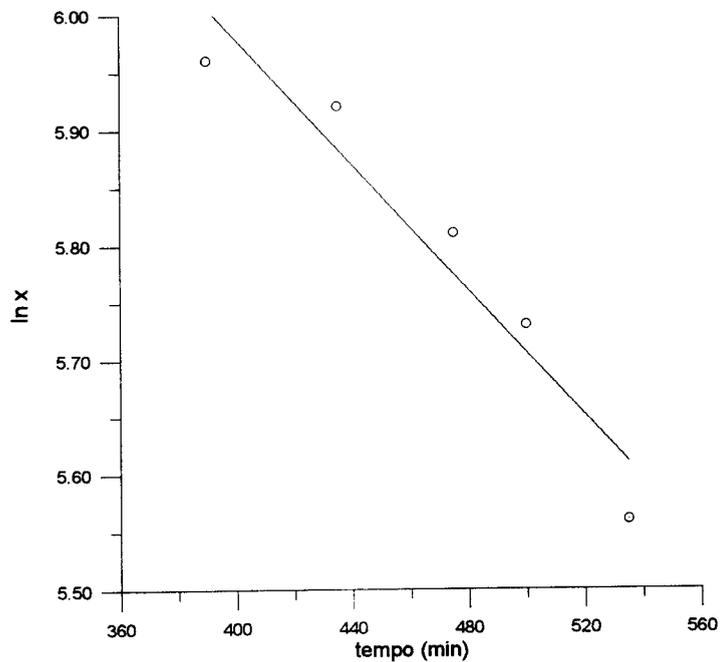


Figura 5.9 (a)- Produção de Biomassa no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 308 \text{ ml/h}$ ,  $\mu = 0,588 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,994$ )



**Figura 5.5 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 667 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,114 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,992$ )**



**Figura 5.6 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 462 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,162 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,923$ )**

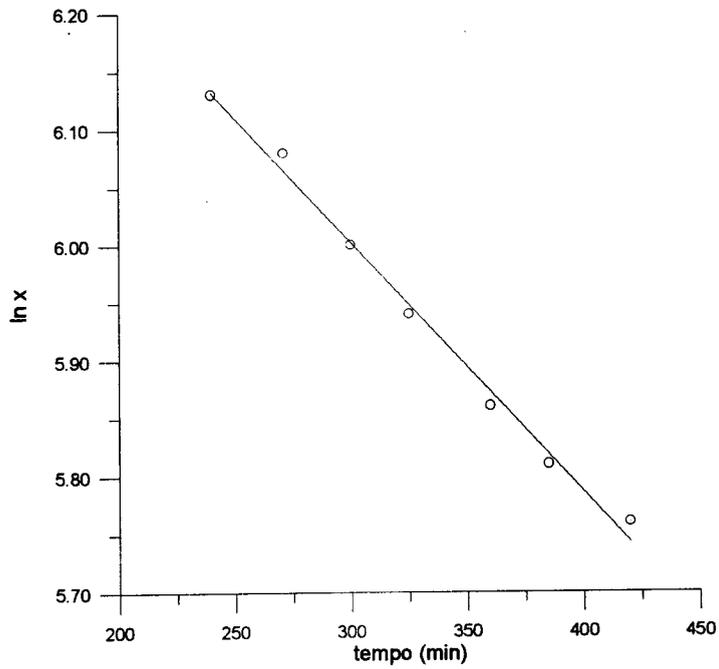


Figura 5.7 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 414 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,126 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,993$ )

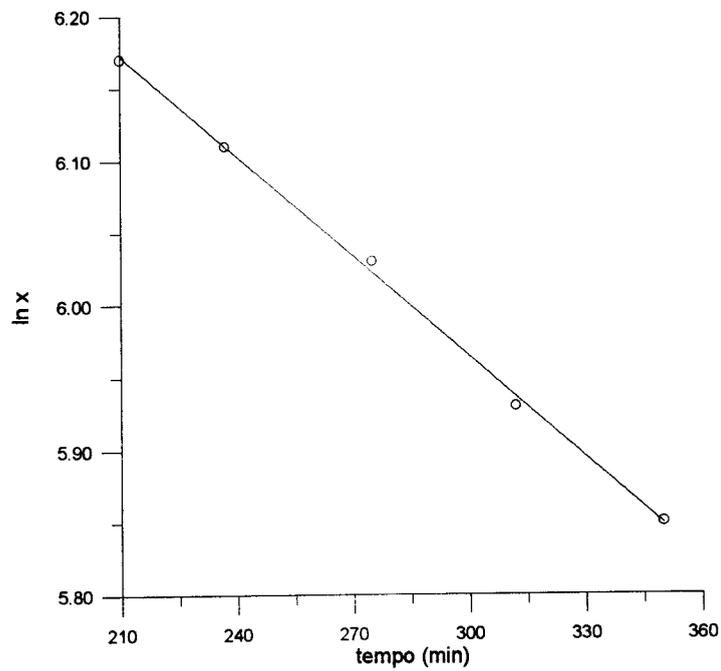


Figura 5.8 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 667 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,138 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,998$ )

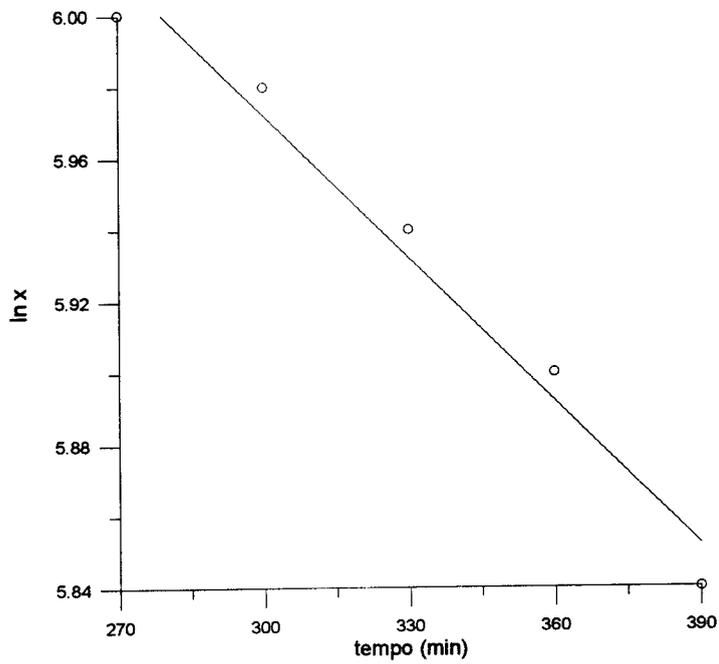


Figura 5.9 (b)- Respiração Endógena no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 308 \text{ ml/h}$ ,  $K_d = 0,078 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,971$ )

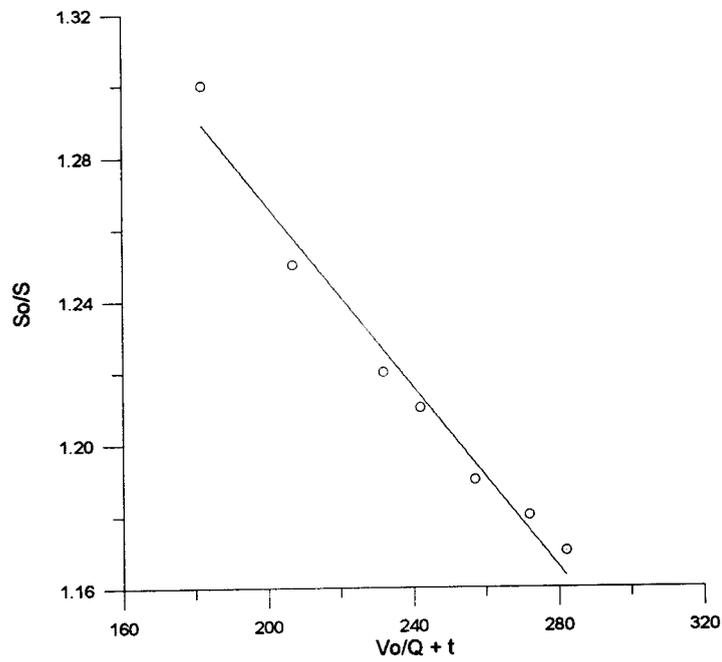


Figura 5.5 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 667 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,072 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,975$ )

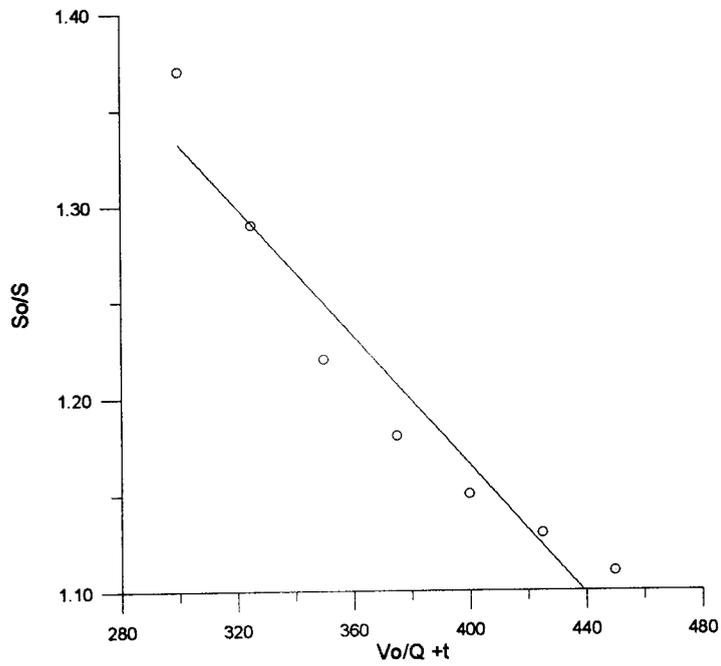


Figura 5.6 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 462 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,097 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,923$ )

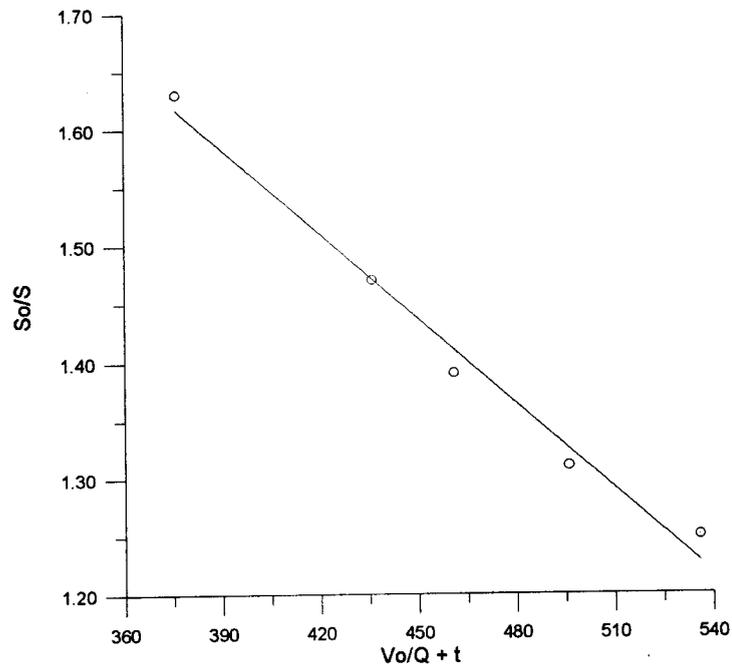


Figura 5.7 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 414 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,144 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,985$ )

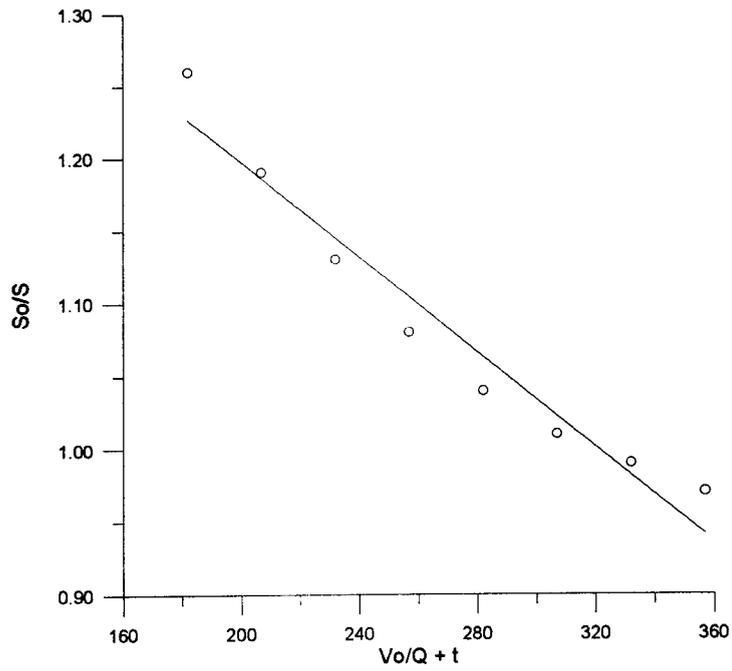


Figura 5.8 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 667 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,096 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,952$ )

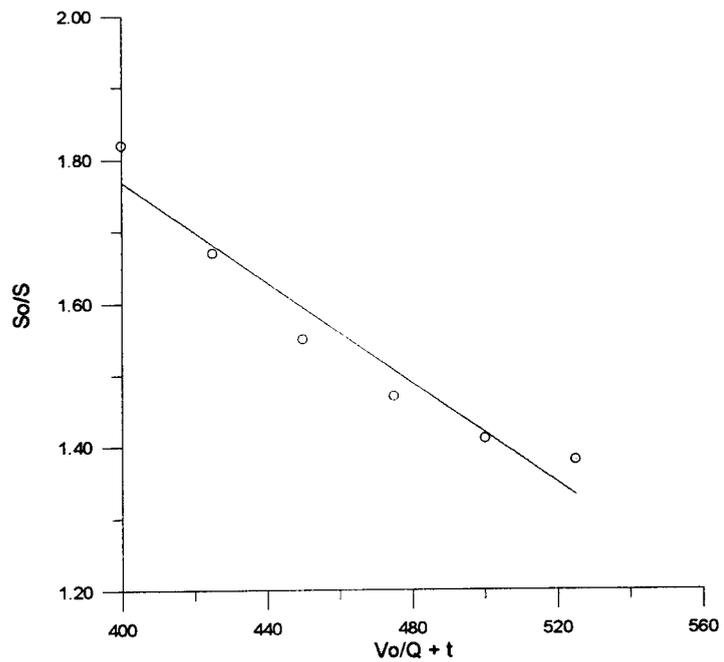


Figura 5.9 (c)- Remoção de DQO no Tratamento de Resíduo Avícola usando Reator Batelada Sequencial ( $Q = 308 \text{ ml/h}$ ,  $K = 0,204 \text{ h}^{-1}$ ,  $r^2 = 0,941$ )

## APÊNDICE C

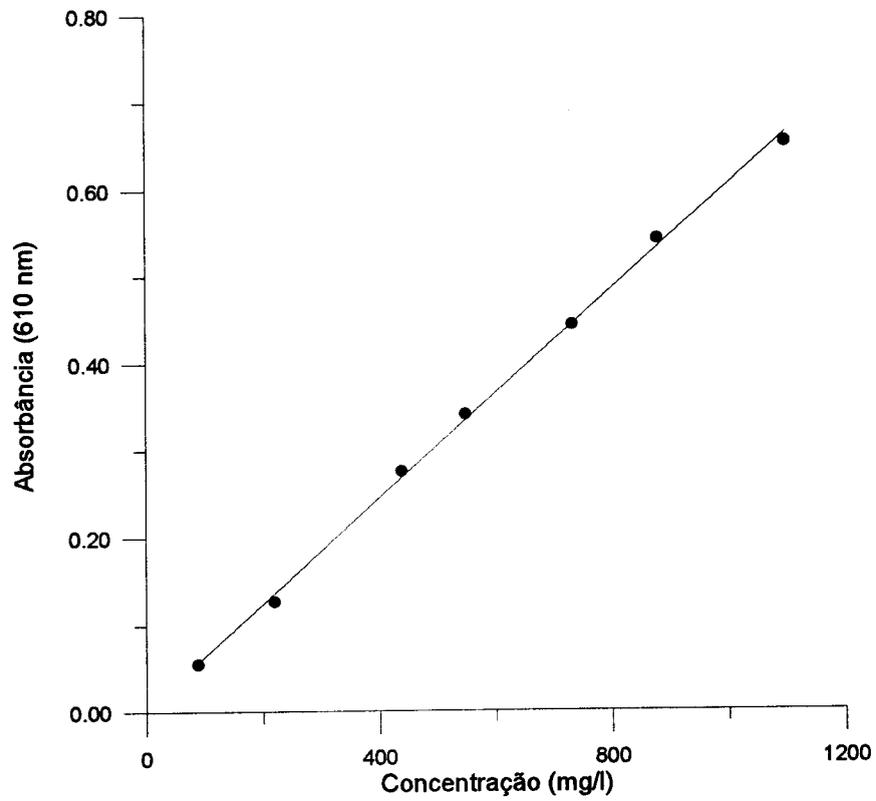


Figura 4.2 - Curva de absorvância em função da concentração de lodo ( $r = 0,999$ )

## APÊNDICE D

BALANÇO DE MASSA PARA O SUBSTRATO:

$$Q \cdot S_o = \left( \frac{d(V \cdot S)}{dt} \right) + V \left( \frac{dS}{dt} \right) \quad (\text{D.1})$$

$$Q \cdot S_o = S \left( \frac{dV}{dt} \right) + V \left( \frac{dS}{dt} \right) + V \left( \frac{dS}{dt} \right)_{Ac} \quad (\text{D.2})$$

onde:  $V = V_o + Q \cdot t$  e  $(dS/dt) = K \cdot S$  que represente cinética de primeira ordem, rearranjando a equação (D.2) temos:

$$Q(S_o - S) = (V_o + Q \cdot t) \left[ \left( \frac{dS}{dt} \right) + K \cdot S \right] \quad (\text{D.3})$$

dividindo a equação (D.3) por  $(V_o + Q \cdot t)$  e  $Q(S_o - S)$ , temos:

$$\frac{1}{Q(S_o - S)} \left( \frac{dS}{dt} \right) + \frac{1}{Q(S_o - S)} K \cdot S = \frac{1}{(V_o + Q \cdot t)} \quad (\text{D.4})$$

Organizando a equação (D.4), ela se aproxima de uma equação diferencial linear de primeira ordem não-homogênea da forma:

$$S' + p(t) \cdot S = q(t) \quad (\text{D.5})$$

$$S' + \left[ K + \frac{Q}{(V_o + Q \cdot t)} \right] \cdot S = \frac{Q \cdot S_o}{(V_o + Q \cdot t)} \quad (\text{D.6})$$

Resolvendo a equação (D.6) pelo método do fator integrante, temos:

$$p(t) = K + \frac{Q}{(V_o + Q \cdot t)} \quad (\text{D.7})$$

$$q(t) = \frac{Q \cdot S_0}{(V_0 + Q \cdot t)} \quad (D.8)$$

$$\int \left[ K + \frac{Q}{(V_0 + Q \cdot t)} \right] \cdot dt = \int K \cdot dt + \int \left[ \frac{Q}{(V_0 + Q \cdot t)} \right] \cdot dt \quad (D.9)$$

$$\int \left[ K + \frac{Q}{(V_0 + Q \cdot t)} \right] \cdot dt = K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t) \quad (D.10)$$

Fator Integrante =  $\mu(t) = e^{\int p(t) \cdot dt}$ , logo:

$$(D.11) \quad \mu(t) = e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]}$$

Multiplicando a equação (D.6) pelo fator integrante, temos:

$$S \cdot e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} + S \left[ K + \frac{Q}{(V_0 + Q \cdot t)} \right] e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} = \left[ \frac{Q \cdot S_0}{(V_0 + Q \cdot t)} \right] e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]}$$

$$\frac{d}{dt} \left\{ S \cdot e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} \right\} = \frac{Q \cdot S_0}{(V_0 + Q \cdot t)} e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} \quad (D.13)$$

$$S \cdot e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} = \int \left\{ \frac{Q \cdot S_0}{(V_0 + Q \cdot t)} e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} \right\} dt \quad (D.14)$$

Resolvendo a integral acima, temos:

$$\int \left\{ \frac{Q \cdot S_0}{(V_0 + Q \cdot t)} e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]} \right\} dt = \quad (D.15)$$

$$Q \cdot S_0 \int \left[ \frac{1}{(V_0 + Q \cdot t)} e^{K \cdot t} \cdot e^{\ln(V_0 + Q \cdot t)} \right] dt = \quad (D.16)$$

$$Q \cdot S_0 \int \left[ \frac{1}{(V_0 + Q \cdot t)} e^{K \cdot t} (V_0 + Q \cdot t) \right] dt = \quad (D.17)$$

$$Q \cdot S_0 \int e^{K \cdot t} dt = Q \cdot S_0 \frac{e^{K \cdot t}}{K} \quad (D.18)$$

$$S = Q \cdot S_0 \frac{e^{K \cdot t}}{K} \frac{1}{e^{[K \cdot t + \ln(V_0 + Q \cdot t)]}} \quad (D.19)$$

$$S = Q \cdot S_0 \frac{e^{K \cdot t}}{K} \frac{1}{e^{K \cdot t} \cdot e^{\ln(V_0 + Q \cdot t)}} \quad (D.20)$$

$$S = Q \cdot S_0 \frac{e^{K \cdot t}}{K} \frac{1}{e^{K \cdot t} (V_0 + Q \cdot t)} \quad (D.21)$$

Finalmente chegamos a equação abaixo, que representa o modelo cinético proposto:

$$S = \frac{Q \cdot S_0}{[K(V_0 + Q \cdot t)]} \quad (D.22)$$

Rearranjando a equação (D), temos:

$$\frac{S_0}{S} = K \left[ \left( \frac{V_0}{Q} \right) + t \right] \quad (D.23)$$